

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS DE MINAS

PROYECTO FIN DE CARRERA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y COMBUSTIBLES

PLANTA DE RELICUEFACCIÓN EN BUQUE METANERO

CARLOS CUADRADO MALFEITOS

NOVIEMBRE de 2010

TITULACIÓN: INGENIERO DE MINAS

PLAN: 1996

Autorizo la presentación del proyecto
Planta de relicuefacción en buque metanero

Realizado por
Carlos Cuadrado Malfeitos

Dirigido por
Enrique Querol Aragón

Firmado: **Profesor Enrique Querol Aragón**
Fecha: 8 de noviembre 2010

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer ante todo a mi familia, que siempre están presentes en todos mis trabajos.

Expresar mi agradecimiento a mi profesor Enrique Querol, experto en termoeconomía, el cual me ha ayudado especialmente con el manejo de las herramientas imprescindibles para este proyecto. Así mismo agradezco la colaboración a Luis Miguel Mármol, técnico de Repsol, por sus conocimientos avanzados en esta tecnología que a resultado decisiva para la simulación.

Por último agradecer a mis compañeros de la Comisión Nacional de Energía que han mostrado interés en el proyecto, en especial a Milagros Avedillo, mi tutora en prácticas que ha seguido con interés el desarrollo del proyecto, Rocío Prieto, subdirectora de la dirección de gas, ambas me ayudaron en la búsqueda de información, Iciar Pérez que me puso en contacto con Luis Miguel, y Santiago González por su aportaciones para la redacción.

Índice general

Resumen y Abstract	VII
DOCUMENTO 1 MEMORIA	
Capítulo 1 OBJETIVO Y ALCANCE	2
Capítulo 2 ANTECEDENTES	3
2.1 Mercado de GNL	3
2.1.1 Introducción	3
2.1.2 La industria del gas natural	3
2.1.3 Situación del mercado	6
2.2 Buques metaneros	9
2.3 Tecnologías de relicuefacción	11
2.3.1 Proyectos actuales.....	12
2.3.2 El ciclo Brayton Inverso	13
2.3.3 Ventajas y desventajas	15
Capítulo 3 SELECCIÓN	17
3.1 Descripción comparativa de las plantas de relicuefacción	17
3.1.1 Jamal.....	18
3.1.2 Tractebel.....	20
3.1.3 Mark I.....	22
3.1.4 EcoRel	24
3.1.5 Mark III.....	25
3.1.6 HGS Laby-GI	27

3.1.7 TGE Laby-GI.....	28
3.2 Proceso de selección	29
3.2.1 Criterios de selección	29
3.2.2 Sistemas descartados	33
3.2.3 Justificación de la elección	35
Capítulo 4 SIMULACIÓN	39
4.1 Descripción de la simulación.....	39
4.2 Datos para la simulación	42
4.2.1 Vasija.....	43
4.2.2 Intercambiadores de carcasa y tubo	44
4.2.3 Compresores.....	44
4.2.4 Intercambiadores de placas y aletas	44
4.2.5 Otras especificaciones	45
4.3 Consideraciones adicionales	45
4.4 Configuración de la admisión.....	48
4.5 Configuración del caudal.....	50
4.6 Aclaración sobre las mejoras	51
Capítulo 5 DISEÑO.....	54
5.1 Descripción de los equipos.....	54
5.1.1 Compresor de BOG	54
5.1.2 Compresor/expansor de nitrógeno.....	56
5.1.3 Vasija.....	58
5.1.4 Intercambiador criogénico	59
5.1.5 Intercambiadores de carcasa y tubo	61
5.1.6 Separador gas/líquido y tanque de nitrógeno	62

5.2 Descripción de la instalación.....	63
5.2.1 Disposición.....	63
5.2.2 Seguridad y control.....	66
5.2.3 Redundancia	67
Capítulo 6 CONCLUSIONES	69
Capítulo 7 REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA.....	70
7.1 Referencias electrónicas	70
7.2. Bibliografía	72
7.3 Direcciones electrónicas	75
DOCUMENTO 2 ESTUDIO ECONÓMICO	
Capítulo 1 PRESUPUESTO	77
Capítulo 2 AHORRO ECONÓMICO.....	79
DOCUMENTO 3 ANEXOS	
Anexo A TABLA DE COMPARACIÓN	85
Anexo B SIMULACIONES Y RESULTADOS	88
Anexo C SIMULACIÓN DE LA PLANTA	
Anexo D INFORMACIÓN DE LOS EQUIPOS	

Índice de figuras

DOCUMENTO 1 MEMORIA

Figura 1: Red básica de gas natural en la península Ibérica	5
Figura 2: Coste de transporte de gas natural en función de la distancia	6
Figura 3: Importaciones de gas natural en España	8
Figura 4: Ciclo Brayton inverso y diagrama T-s	14
Figura 5: Diagrama de la planta Jamal	19
Figura 6: Diagrama de la planta Tractebel	21
Figura 7: Diagrama de la planta Mark I	23
Figura 8: Diagrama de la planta EcoRel	25
Figura 9: Diagrama de la planta Mark III	26
Figura 10: Diagrama de la planta HGS Laby-GI	27
Figura 11: Diagrama de la planta TGE Laby-GI	29
Figura 12: Diagrama T-s para el ciclo de nitrógeno de la simulación	41
Figura 13: Resultado de enriquecimiento del GNL durante el proceso	46
Figura 14: Consumo específico según la composición de BOG	47
Figura 15: Variación de la admisión de GNL	49
Figura 16: Variación del caudal de nitrógeno	50
Figura 17: Variación del caudal de agua	51
Figura 18: Tipo de compresores según caudal y ratio de presión	55
Figura 19: Compander para la compresión/expansión de nitrógeno	57
Figura 20: Compander para el proceso Mark I	58
Figura 21: Intercambiador criogénico de placas y aletas	60
Figura 22: Buque tipo MOSS	63
Figura 23: Planta del buque	64
Figura 24: Vista lateral del buque	65

DOCUMENTO 2 ESTUDIO ECONÓMICO

Figura 1: Consumo de potencia de buques metaneros para 19, 20 y 21 nudos 80

Índice de tablas

DOCUMENTO 1 MEMORIA

Tabla 1: Tecnologías de relicuefacción en buque	13
Tabla 2: Comparación técnica de licencias de relicuefacción en buque	17
Tabla 3: DAFO entre tecnologías de relicuefacción	34
Tabla 4: Condiciones específicas para la simulación	43
Tabla 5: Composiciones de BOG	46
Tabla 6: Condiciones específicas de operación para la simulación	48

DOCUMENTO 2 ESTUDIO ECONÓMICO

Tabla 1: Inversión inicial	78
Tabla 2: Datos para los costes de operación	81
Tabla 3: Consumos de potencia y costes de combustible	82
Tabla 4: Ahorro económico por viaje de ida y vuelta	83

Resumen

Este proyecto compara las plantas de relicuefacción en buques metaneros, haciendo un estudio de las tecnologías y equipos existentes, y determinando cuáles son sus características energéticas y económicas principales. Las tecnologías se simulan en Aspen (ASPENTECH®), cotejando su consumo energético y otras variables. Basado en los estudios de comparación, se diseña una nueva unidad de relicuefacción fundamentada en una de las anteriores, que intente introducir ventajas adicionales para un buque metanero convencional.

Abstract

This project compares different reliquefaction systems on-board LNG ships, making an existing study of the technologies and equipments, and determining which are their main power and economic characteristics. The technologies are simulated in Aspen (ASPENTECH®), collating their power consumption and other variables. Based on these comparison studies, a new unit of reliquefaction is designed based on one of the previous ones which try to introduce additional advantages for installation on a conventional ship.

PLANTA DE RELICUEFACCIÓN EN BUQUE METANERO

DOCUMENTO 1: MEMORIA

Capítulo 1 OBJETIVO Y ALCANCE

El objeto de este proyecto es simular una planta de relicuefacción mediante el software de simulación Aspen (ASPENTECH®), que permita conocer la variables termoeconómicas y técnicas para su instalación a bordo de un buque metanero.

Para su realización se comparan las distintas tecnologías de los licenciantes de las plantas ofrecidas en el mercado y se escoge una como punto de partida para el diagrama del proceso que posteriormente se desarrolle.

Se realiza una búsqueda bibliográfica de la información ofrecida por los distintos licenciantes y simulaciones preliminares de los procesos, comprobando la veracidad de los datos ofrecidos y contrastando la información, así como las alternativas más convenientes en prestaciones, economía, inversión y flexibilidad frente a las distintas facetas de operación o uso del buque: máxima carga, mínima carga.

Para asegurar y justificar una buena elección se describen las alternativas y se construye un análisis DAFO (debilidades, amenazas, fortalezas, oportunidades).

Se realiza un estudio más en detalle del diagrama de flujo elegido como punto de partida, introduciendo mejoras y aplicándolas mediante simulación, comprobando sus efectos en el balance termodinámico.

Se realiza un dimensionamiento de los equipos principales del proceso desarrollado, y un estudio económico de la mejora que supondría esta planta para un buque metanero de tipo MOSS de tamaño convencional (140 000 m³) carente de ella.

Capítulo 2 ANTECEDENTES

2.1 Mercado de GNL

2.1.1 Introducción

El marco actual de la crisis financiera ha disminuido la demanda de energía global. La disminución de la inversión energética ha provocado que se hayan recortado gastos y muchos proyectos no hayan salido a la luz [1].

Es destacable, en cambio, el papel fundamental que desempeñará el gas natural sea cual sea el escenario político. El gas natural se establece como un puente entre las diferentes alternativas, principalmente por la gran cantidad de reservas probadas, el amplio conocimiento de la tecnología que se emplea frente a otras y sus ventajas como combustible barato y relativamente limpio.

Pasar en la situación de crisis a una economía basada en el gas es probablemente la mejor forma de cambiar la economía energética a un nuevo modelo que desplace combustibles más contaminantes y menos eficientes hacia nuevas alternativas, actuando como puente hacia una economía energética más respetuosa con el medio ambiente.

2.1.2 La industria del gas natural

El gas natural es actualmente un recurso muy utilizado para la producción de energía eléctrica. Su fuerte demanda permite innovar en la tecnología para abaratar costes y mejorar los rendimientos de las instalaciones.

La aparición de la tecnología del gas natural licuado o GNL permitió que el mercado del gas alcanzara una cuota global. El movimiento del gas desde su producción hasta su consumo se denomina cadena o ciclo del gas y comprende etapas de producción, transporte y almacenamiento.

El gas es producido en yacimientos a lo largo de todo el mundo y se conduce por gaseoductos después de ser tratado.

Normalmente los países productores no coinciden con los que demandan el gas y los yacimientos suelen estar alejados de estos. Para salvar esta situación el gas es conducido hasta las terminales o plantas de licuefacción, donde es enfriado hasta los $-163\text{ }^{\circ}\text{C}$ a presión superior a la atmosférica, produciendo el cambio del estado gas al estado líquido. El gas así licuado se almacena en grandes tanques criogénicos a la espera de que pueda ser transportado. La conversión al estado líquido facilita el transporte y el almacenamiento debido a que el gas natural licuado tiene un volumen específico (por unidad de masa) 630 veces menor que el vapor de gas permitiendo manejar cantidades significativas de combustible con relativa facilidad.

Para su transporte se utilizan buques metaneros de tamaños muy variados que transportan el GNL en sus tanques debidamente aislados. Los buques se cargan del material en los puertos de las terminales de licuefacción, un proceso que dura varias horas (12 h habitualmente). Una vez cargados, se dirigen hacia su destino a grandes distancias a través de diferentes rutas comerciales. Cuando llegan a su destino se descarga en las dársenas de descarga que hay en las terminales de regasificación.

En España se utilizan seis terminales de regasificación, y se plantea la construcción de tres nuevas más. Esto significa un gran incremento en la utilización de este tipo de combustible. En la figura 1 se muestran las distintas plantas de regasificación que existen y que se proyectan actualmente en la península y las islas, junto con la red de gaseoductos de transporte completa.

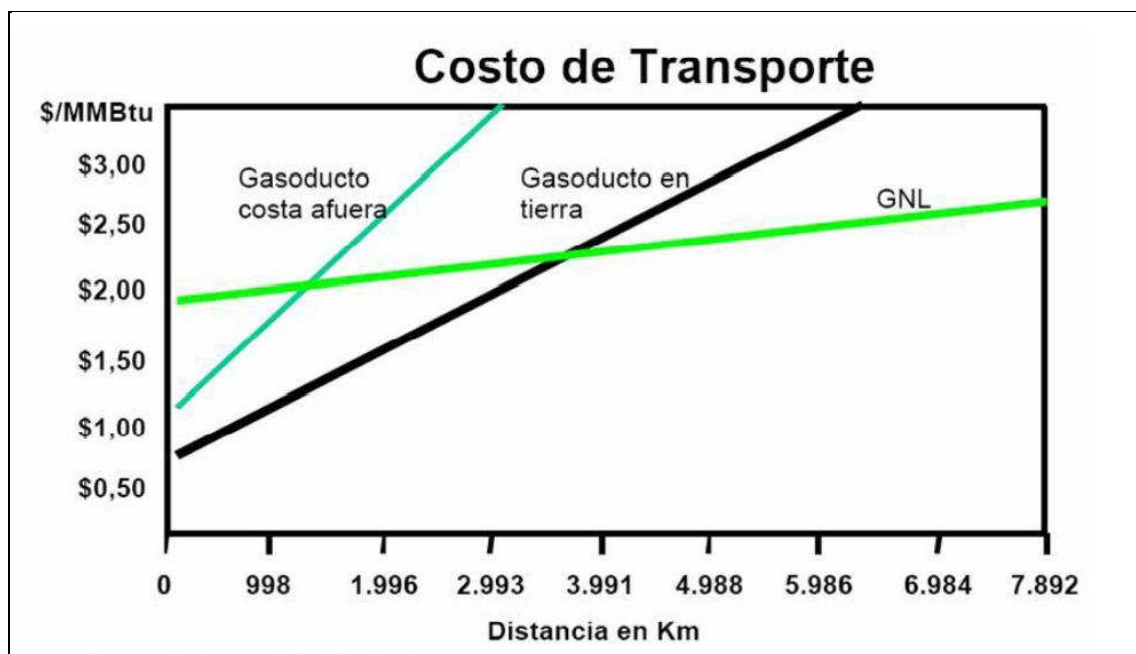


FUENTE: Comisión Nacional de la Energía, septiembre de 2009 [2]

Figura 1: Red básica de gas natural en la península Ibérica

Los buques que atracan en las costas de los países de demanda descargan el producto en grandes tanques criogénicos cilíndrico verticales, que rondan los 40 000 y los 150 000 m³, a una velocidad aproximada de 12 000 m³/h. Las tuberías se acondicionan previamente para evitar choques térmicos con el propio GNL. Después del almacenamiento, el gas puede ser tratado y comercializado. Gracias a los vaporizadores de agua de mar o de combustión sumergida, el GNL es llevado hasta el estado gaseoso de nuevo para su distribución a la industria y los consumidores.

Las ventajas de usar GNL frente al transporte por gasoductos es el coste que se ahorra cuando se transporta a través de grandes distancias. Pese al coste de las instalaciones y la inversión inicial, el buque tiene un coste de transporte por unidad de energía mucho más bajo que el gasoducto. En la figura 2 se muestra claramente este hecho.



FUENTE: Gas Technology Institute [3]

Figura 2: Coste de transporte de gas natural en función de la distancia

Además, esta técnica ofrece mayor versatilidad y flexibilidad en la compra y venta del producto. Permite elegir el destino y cambiar las rutas según la oferta que más convenga en el momento de la transacción.

Utilizar el transporte por GNL reduce los riesgos de falta de suministro y los peligros de un atentado terrorista. El GNL es menos inflamable que el gas y no tiene que pasar por países conflictivos. Por último, beneficia a países como España que cuenta con numerosas costas para su recepción y no dispone de grandes yacimientos conocidos.

2.1.3 Situación del mercado

En el año 2008 tuvo lugar la peor contracción económica desde la Segunda Guerra Mundial. El precio del gas Henry Hub, el precio de referencia del gas en EE UU, descendió un 58 % ese año [4].

A pesar de la situación de crisis, una serie de cambios han ocurrido en el mercado del gas natural. El gas natural representó el 24 % del consumo de energía primaria en 2009 y el 25,5 % dentro de la unión europea. Una ola de nuevos suministros de GNL ha impulsado el mercado en casi un 8 %, mientras que el comercio por gaseoducto ha disminuido. El GNL constituye en la actualidad el 28 % del mercado internacional de gas y pretende acelerar su integración en la economía global, desafiando el modelo del flujo tradicional de gas y los precios de éste en Europa [6].

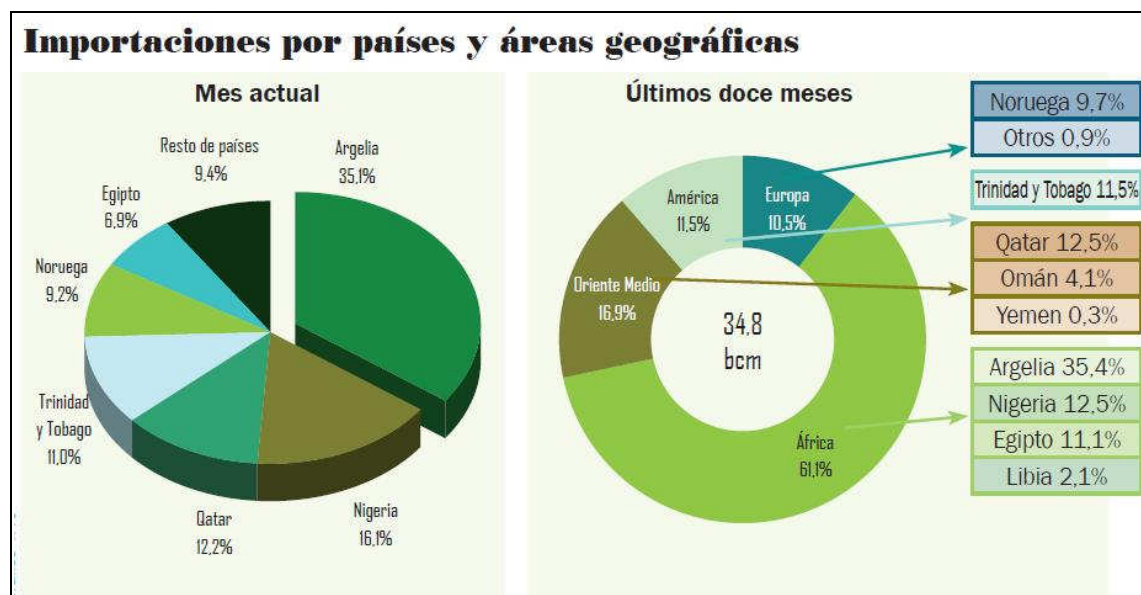
La crisis por el gas ruso en Ucrania ha movilizado a los países de la unión a diversificar el suministro en orígenes y rutas, proyectando nuevos gaseoductos e importando de otros países. En este proceso, tanto el corredor sureste (Península Ibérica) como el GNL tienen un papel destacado [7]. España registró en 2008 el mayor aumento de importaciones de GNL dentro de la unión. Al año siguiente en España llegó el 75,03 % del gas en buques metaneros como GNL [8].

La producción de GNL además va en aumento y aunque la demanda es baja en vista de la recesión, el incremento de las plantas actuales, las mejoras técnicas y los nuevos proyectos aseguran un incremento sin precedentes de la oferta de GNL, enfrentándose a un exceso de capacidad de plantas de licuefacción. Las inversiones crecieron en 2008 casi un 20 % en vista de la situación, de las cuales se destacan la construcción de tres nuevas plantas de regasificación situadas en el Musel (Asturias), en Tenerife y Las Palmas (Islas Canarias). La capacidad de almacenamiento de las seis terminales de GNL españolas alcanza los $2\,487\,000\text{ m}^3$ y se prevé la construcción de 12 tanques más de $150\,000\text{ m}^3$ cada uno [2].

Se descargaron en 2008 un total de $28,7 \cdot 10^9\text{ m}^3(\text{n})$ que fueron transportados en 494 buques, situándonos en el principal destino del atlántico, tercer lugar en el mundo. En 2009 la descarga fue de $27 \cdot 10^9\text{ m}^3(\text{n})$, permaneciendo todavía como el primero en el atlántico [6].

Esto es una muestra del papel importantísimo que juega España en el crecimiento de consumo de gas, con la intención de poder vender un excedente a Europa.

España recibe su carga desde importaciones proceden de Argelia, con una cuota del 35,4 % de la cual el 42,8 % procede como GNL, según informa el CORES. Otras fuentes son Nigeria, Países del Golfo, Trinidad y Tobago, y Egipto que completan la mayor parte de las entradas con una cuota del 55 %, y cuya importación requiere el uso de GNL como medio para transportar el combustible [9]. Además, en 2009 se incorporaron nuevos contratos de importación desde Noruega y desde Guinea Ecuatorial que dan a España un papel predominante en el consumo de GNL [8]. La figura 3 resume el mercado de gas natural en enero de 2010 y su procedencia.



FUENTE: Corporación de reservas estratégicas de productos petrolíferos, enero de 2010 [9]

Figura 3: Importaciones de gas natural en España por países y áreas geográficas

2.2 Buques metaneros

Las condiciones especiales de transporte y almacenamiento de gas natural hacen de éste un sistema muy complejo.

El GNL se transporta a $-163\text{ }^{\circ}\text{C}$ en buques con casco doble, utilizando materiales especiales para el aislamiento y la contención. Al igual que en el almacenamiento, el sistema debe estar a una presión ligeramente superior a la atmosférica que evite la entrada de aire, disminuyendo así el riesgo de explosión [3]. En cambio, una presión excesiva presenta también problemas, fugas y riesgo de explosiones.

Por razones estructurales y de seguridad los buques son diseñados con doble contención que recoja el vertido líquido en caso de fuga, lo que permite utilizar agua como lastre en el espacio del doble casco durante las descargas. Los materiales además requieren un cuidado especial.

El acero del que se construyen normalmente estos buques no soporta bien las bajas temperaturas por lo que requiere un aislamiento a través de un sistema de contención que utiliza aleaciones especiales que permanecen dúctiles a bajas temperaturas. Además, requiere un aislamiento intermedio que minimice la cantidad de GNL que vaporiza a consecuencia de la entrada de calor en los tanques de contención.

Pese al buen aislamiento del sistema el calor alcanza el combustible y parte de éste se evapora. Este es el principal problema que trata de solucionar este proyecto, lo que se conoce como evaporación natural o *Boil-off-Gas (BOG)*. El inconveniente de este vapor (desde ahora en adelante BOG), a parte de las pérdidas evidentes de combustible si no se recupera, es que aumenta la presión en los tanques hasta niveles en los que puede peligrar la seguridad. En los viajes que suelen durar varios días la acumulación de BOG llega a ser considerable. En la actualidad, los sistemas de contención pueden evitar que se produzca más de un 0,15 % de la carga que transporta el buque al día, una cantidad pequeña frente a un 0,3 % en los más antiguos.

La evaporación no se produce únicamente en los periodos de viaje. Durante la carga y descarga del GNL en las terminales, el movimiento del líquido aumenta la producción del gas y requiere que sea reinyectado de nuevo en los tanques sustituyendo al líquido en las descargas para evitar los excesos de presión, siendo extraído durante las cargas.

Existen dos tipos principales de metaneros: de esferas y de membranas. Los primeros utilizan depósitos autosoportados de forma esférica que pueden ser extraídos del buque de manera independiente. Los segundos utilizan la estructura del barco para soportar los esfuerzos comunicados por los tanques de almacenamiento y la producción de BOG es algo menor (0,1 % diario) al no estar tanta superficie expuesta al sol.

Los buques que atracan en España son de los dos tipos y oscilan entre los 25 000 y los 270 000 m³ de capacidad. De entre éstos, los buques de 270 000 m³ son los más grandes en la actualidad en el mundo y no todas las plantas de regasificación pueden aceptarlos. En España pueden ser recibidos en varias terminales.

Con motivo de gestionar parte del BOG, los buques metaneros han utilizado en su mayoría calderas de generación de vapor para disminuir la presión, con la ventaja de que el vapor puede mover turbinas y aprovechar el BOG como combustible para el desplazamiento del buque y otros sistemas. EL BOG debe ser previamente comprimido. Las ventajas que tiene este sistema de propulsión frente a otros es sobre todo su flexibilidad durante la marcha, permite cambiar de combustible y requiere muy bajo mantenimiento. Existe también la posibilidad de utilizar turbinas de gas, con el mismo objetivo que las de vapor, pero aprovechando los gases de escape como fluido en movimiento para la propulsión.

Otra opción es utilizar motores diesel que pese a la menor potencia utilizan un combustible barato, pesan menos y ocupan menos espacio, permitiendo almacenar más carga. Estos sistemas tienen mayor eficiencia térmica. En cambio requieren mucho mantenimiento y la vibración del motor se nota en la sala. Además, exige que el BOG se emita o se queme en unidades especiales sin aprovecharse.

Por último también se emplean sistemas de propulsión diesel-eléctricos, con motores de combustión dual. Esto permite el uso del BOG a la vez que un combustible barato de forma simultánea. Este sistema mejora la potencia y la velocidad del buque, pero requiere una compresión mucho mayor del BOG antes de consumirse.

Sin embargo, bajo la tendencia de querer aprovechar el gas y utilizar un combustible aún más barato así como motores más eficientes, algunos buques han optado por instalar nuevas tecnologías de gestión del BOG. Estas dan mayor libertad en la elección del sistema de propulsión y controlan constantemente la presión y composición del gas. Las *plantas de relicuefacción* emplean sistemas de refrigeración que condensan y licuan el BOG para reinyectarlo de nuevo a los tanques.

La intención de la planta es refrigerar el gas y almacenarlo, evitando que se produzcan excesos de presión durante los viajes y conservando la misma cantidad de carga para su entrega, aprovechando los precios de los combustibles y utilizando sistemas más eficientes para la propulsión.

2.3 Tecnologías de relicuefacción

La tecnología de la licuefacción lleva en operación desde los años 70, diez años después del primer envío por buque de GNL, y mejora desde entonces. Estas tecnologías operativas en tierra utilizaban refrigerantes mixtos y lograban consumos específicos de licuado verdaderamente bajos, alrededor de los 0,3 kWh/kg [11].

Posteriormente se mejoraron los procesos aplicando la experiencia de sistemas criogénicos y otra serie de ciclos se fueron considerando como alternativas al refrigerante mixto. Surgieron procesos de expansión de metano, ciclos en cascada o ciclos cerrados de nitrógeno. Su elección quedaba determinada por la operatividad y en caso de ser poca lo prioritario era el coste de capital y la instalación.

Desde entonces la industria se ha centrado en reducir los costes específicos y las plantas se han vuelto más complejas. La consideración de estos procesos para el tratamiento de la evaporación natural en los buques metaneros ha llevado a la aplicación de éstos en algunos buques desde el año 2000.

2.3.1 Proyectos actuales

Se han realizado varios proyectos en los que se ha puesto en marcha y se han probado este tipo de tecnologías. Los grandes buques Q-Flex (210 000 m³) y Q-Max (270 000 m³) incorporan ambas plantas de relicuefacción que aprovechan el BOG evitando su consumo directo y utilizan un nuevo sistema de propulsión que reduce los costes y la duración del transporte.

Sin embargo, el primer buque en instalar una planta de relicuefacción fue LNG Jamal en el año 2000, el cual se pensó para realizar la ruta que une Omán con Japón y Corea de unos 11 000 km. El buque incorporaba ésta y otra serie de innovaciones en un metanero de tipo MOSS de cinco esferas, manteniendo el mismo sistema de propulsión como salvaguarda del proceso [10].

Considerando las tecnologías en relicuefacción, accediendo a los datos de los principales fabricantes y revisando informes relevantes en esta materia, se ha elaborado la tabla 1 de posibles plantas para la instalación en un buque metanero de tamaño medio en España.

El estudio ha llevado a la conclusión de que existen siete plantas de relicuado de gas natural en el mercado mundial para buques. Además, dos de las empresas fabricantes lideran esta tecnología aportando modificaciones a sus diseños iniciales haciéndolos más eficientes.

Tabla 1: Tecnologías de relicuefacción en buque

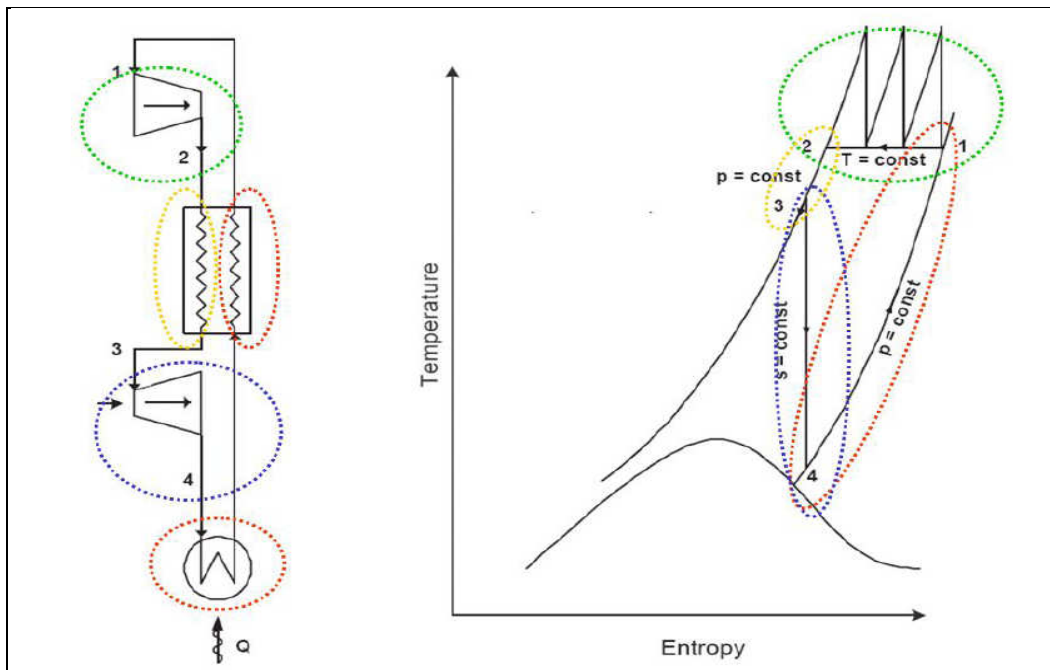
Licencia	Empresa	Año	Proceso
Jamal	Osaka Gas	2000	Brayton inverso
Tractebel	Tractebel	2004	Brayton inverso
Mark I	Hamworthy	2006	Brayton inverso
EcoRel	Cryostar	2008	Brayton inverso
Mark III	Hamworthy	2008	Brayton inverso
Mark III Laby-GI	Hamworthy	2009	Brayton inverso
TGE Laby-GI	Tractebel	2009	Cascada

La tabla 1 muestra una serie de tecnologías de relicuado en la que se hace notar como predomina el ciclo Brayton inverso en el que se utiliza nitrógeno como refrigerante. Con respecto al consumo de energía neto de los procesos de licuado, el ciclo cascada u otro tipo de proceso puede resultar una mejor elección. En cambio, estos procesos no resultan adecuados bajo las condiciones de los buques, debido principalmente a que usan varios refrigerantes durante el proceso que lo hacen más complejo.

2.3.2 El ciclo Brayton Inverso

El ciclo de Brayton utiliza un gas que comprime, calienta y posteriormente expande en una turbina para generar el movimiento del compresor, produciendo un trabajo. En el proceso inverso en cambio hay una entrada neta de trabajo en el sistema y lo que se consigue es la extracción de calor.

La figura 4 muestra el ciclo Brayton inverso y un diagrama de temperatura-entropía del proceso. Señala además las zonas principales correlacionándolas con el diagrama.



FUENTE: Hamworthy [14]

Figura 4: Ciclo Brayton inverso y diagrama T-s

Entre las etapas 1 y 2 como muestra la figura 4 se realiza una serie de compresiones refrigeradas que tienen la intención de aumentar la presión del gas. Las compresiones elevan la temperatura por lo que se intenta mantener constante con la refrigeración.

Posteriormente la corriente de gas se refrigera a contracorriente (etapas 2 y 3) con el mismo gas en un nivel más avanzado del proceso y se hace expandir disminuyendo su temperatura aún más, hasta llegar al estado 4 del diagrama de la figura 4. En este estado el gas puede extraer calor de una fuente externa y actuar como refrigerante, realizando un trabajo neto que se puede emplear para la compresión.

En las tecnologías actuales el gas que se utiliza es nitrógeno, el cual es abundante y bastante seguro. El nitrógeno tiene la condición favorable de ser un refrigerante inerte, no combustible, y cuyo punto de ebullición se encuentra por debajo del de metano.

2.3.3 Ventajas y desventajas

La ventaja que tiene utilizar una planta de relicuefacción es la flexibilidad que ofrece al buque en su modo de navegación y las operaciones que se realizan dentro del buque. Permite maximizar el coste económico según el precio de los combustibles y las rutas de transporte, aprovechando combustibles más baratos y motores más eficientes.

Su utilización permite que se entregue prácticamente toda la carga, sin que el viaje consuma parte del cargamento para su transporte. La cantidad total de GNL transportado puede enviarse íntegramente a los consumidores.

Además, el contenido de nitrógeno del GNL se ve reducido con el tiempo gracias a que este tiene un punto de ebullición mucho más bajo y se elimina en el gas de flash. En otras tecnologías puede mantenerse el mismo nivel, asegurando así el mantenimiento de las composiciones origen en el destino, lo cual es de amplio interés en el caso de Estados Unidos, puesto que si el gas fuera demasiado rico procederían a mezclarlo con nitrógeno en la regasificación.

Las plantas no requieren un excesivo coste de inversión, pero el hecho de no conocerse bien puede haber echado atrás a muchos inversores. Las innovaciones han venido a cargo sobre todo de la empresa Hamworthy, con la salida al mercado de los buques Q-Flex y Q-Max, que requerían o pretendían incorporar en ambos plantas de relicuado con la intención de desconectar el sistema de BOG del sistema de propulsión del buque.

Las empresas Qatargas 2 y ExxonMobil hicieron una oferta para la instalación de la planta que mejor cumpliera con los requisitos y ésta resultó ser Mark I, que se instaló en el buque Q-Flex. Para el Q-Max surgieron dos buenos competidores, y uno de ellos seguía siendo de la empresa Hamworthy.

Se ha observado que el consumo específico se ha reducido con las mejoras de las tecnologías cada año, así como ha aumentado también la potencia. Esto se debe a que

las plantas se destinan a grandes buques y empresas que pueden permitirse el riesgo de innovar en éstas tecnologías y soportar otros sistemas de propulsión más eficientes. En cambio, la mayor parte de los buques, que son de menor tamaño, no utiliza aún este sistema.

En este sentido, se trata aquí de mejorar el conocimiento de las empresas sobre este sector, acercando las tecnologías al conjunto del mercado y adaptándolas para la disposición en buques de menor tamaño.

Capítulo 3 SELECCIÓN

3.1 Descripción comparativa de las plantas de relicuefacción

La realización de una comparación de las distintas tecnologías se ha hecho necesaria a raíz del aumento del número de fabricantes que buscan aplicar estas nuevas técnicas en los buques.

Para el análisis de las diferentes licencias se ha realizado una comparación de los datos técnicos y operativos de cada una que se reúne en la tabla 2. La información se basa sobre todo en los datos y comentarios que ofrecen los fabricantes de las plantas y suministradores de los equipos. La tabla se completa con los resultados de las simulaciones. En el Anexo A se recoge la tabla completa, aquí se ha destacado lo que se considera más importante: consumos y sistemas de propulsión.

Tabla 2: Comparación técnica de licencias de relicuefacción en buque

TECNOLOGÍAS	Jamal	TGE	Mark I	EcoRel	Mark III	HGS Laby-GI	TGE Laby-GI
CONSUMO DE POTENCIA (MW)	3	4,875	5,8	6	4,9	6	-
Consumo unitario (fabricante) (kWh/t)	1000	780	852,94	857,14	720,59	882,35	-
Consumo unitario (simulación) (kWh/t)	1193,1	666,5	824,3	917,4	937,8	1013,1	1741,67
Diferencia	19,31%	-14,55%	-3,36%	7,03%	30,14%	14,82%	
SISTEMA DE PROPULSIÓN	Turbinas de vapor de hélice simple	Turbinas de vapor de hélice simple	Motor diesel de baja velocidad de hélice doble	Motor diesel de baja velocidad de hélice doble	Motor diesel de baja velocidad de hélice doble	Motor de combustión dual	Motor de combustión dual
BOG (t/h máx.)	3	6,25	6,8	7	6,8	6,8	

FUENTES: Diversas [10],[11], [13],[15],[18]

Las simulaciones de cada proceso, además de la información de las empresas, se han realizado con la intención de determinar su consumo y contrastarlo con el dato ofrecido por el fabricante. En algunos casos son el único medio y recurso para contrastar los datos. Dichas simulaciones son una ayuda también para entender el funcionamiento y diferencias entre los distintos procesos, y son necesarias para la obtención de los valores aproximados que buscamos, por lo que se han recogido en el Anexo B, que también incluye los resultados de cada simulación.

3.1.1 Jamal

El buque LNG Jamal fue pionero en la implantación de estas tecnologías. Utilizaba un proceso de relicuado de ciclo Brayton inverso y en él se implementaban otra serie de aportaciones novedosas.

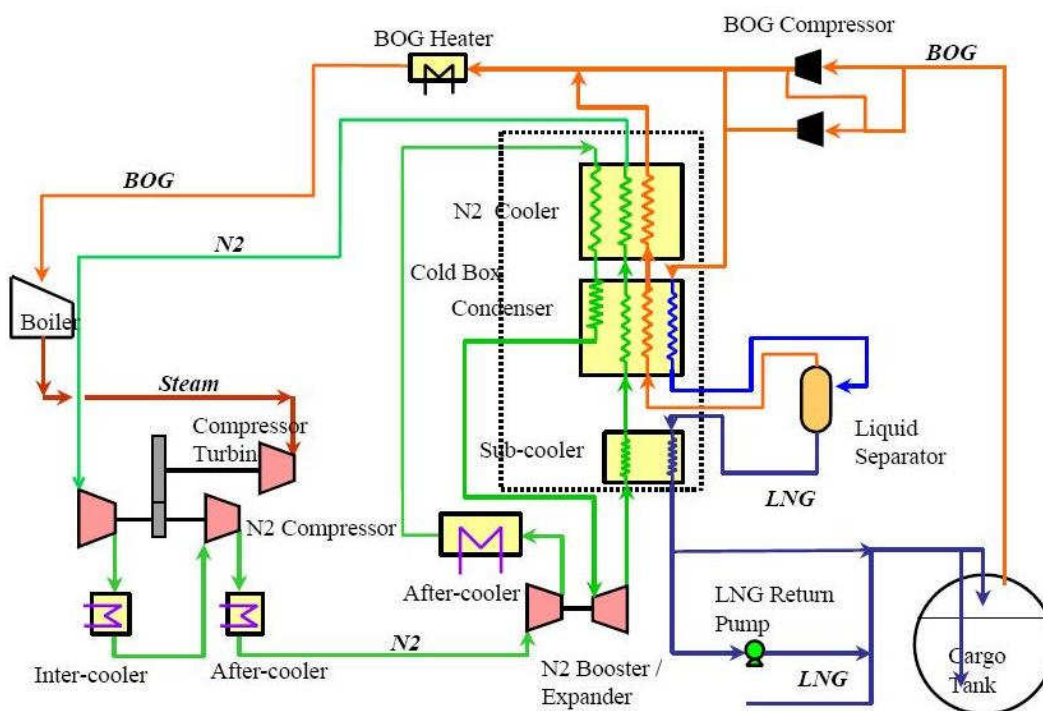
El sistema centra la atención en la posibilidad de fallo de la planta, para lo cual requiere una caldera convencional que puede ser utilizada también en el sistema de propulsión. En caso de fallo el BOG se recircularía hacia la caldera y generaría el vapor para las turbinas. En condiciones normales todo el BOG se procesa a través de la planta y la caldera utiliza un combustible mucho más barato.

El proceso hace circular el BOG desde los tanques de almacenamiento gracias a dos potentes compresores centrífugos convencionales para llevar el BOG hacia la caldera en caso de fallo. Los compresores pueden colocarse en serie o en paralelo, optimizando su utilización en conveniencia según las condiciones del viaje. En condiciones normales de carga los compresores se encuentran en serie. En caso de fallo el buque operaría como un metanero normal utilizando un único compresor. La función en paralelo se utiliza en los periodos de pre-enfriamiento de las tuberías antes de las cargas y descargas.

El sistema utiliza tres compresores de nitrógeno con intercambiadores entre y después de ellos, manteniendo la temperatura constante. Para evacuar el calor se emplea agua de mar.

Una vez comprimido el gas se introduce en una *Cold Box*, o caja fría, donde se encuentran la mayoría de los equipos criogénicos. Esta se compone de tres secciones: el refrigerador de nitrógeno, un condensador y un sub-enfriador de GNL. El nitrógeno sale del condensador y se realiza la expansión desde los 3,5 MPa hasta los 0,65 MPa. Posteriormente se conduce hacia la caja fría a contracorriente.

El diagrama se muestra en la figura 5.



FUENTE: YONEYAMA, Hisaichi [10]

Figura 5: Diagrama de la planta Jamal

El BOG se comprime hasta los 0,45 MPa y se condensa. Después se dirige hacia el separador gas/líquido donde disminuye de presión y de temperatura. El GNL se envía

después al sub-enfriador mientras que el gas se redirige a contracorriente en el condensador y en el intercambiador de nitrógeno, para que actúe como refrigerante, acondicionándolo a su vez para la combustión en la caldera de vapor.

El proceso considera que el vapor de la caldera para la propulsión del buque genere también la energía necesaria para mover las dos primeras etapas de compresión de nitrógeno. La tercera etapa se ayuda con el proceso de expansión. El problema de esto es la pérdida de presión que se produce en el ciclo de nitrógeno, al recorrer grandes distancias hasta la sala de máquinas para ser impulsado por la turbina.

Por último decir que este sistema no adopta medidas adicionales de redundancia para la planta, salvo en el caso de los compresores de BOG, que son utilizados tanto en modo planta como en modo convencional. En cambio, la caldera de vapor requiere la misma redundancia que cualquier buque convencional.

3.1.2 Tractebel

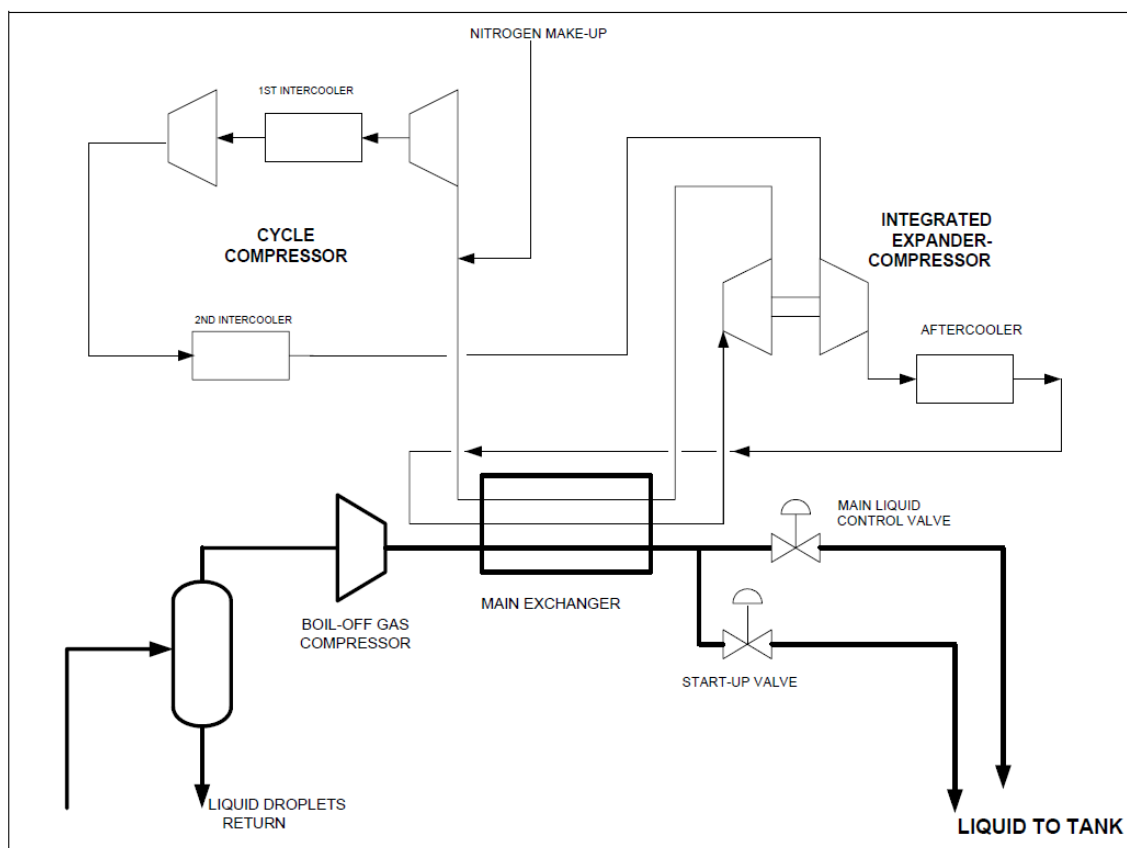
Este proceso también está basado en el ciclo inverso de Brayton con nitrógeno como consecuencia del elevado conocimiento que tiene esta empresa en tecnologías de licuado. La planta se ha pensado para un buque de 228 000 m³.

El BOG procedente de los tanques se comprime hasta 0,3 MPa o 0,6 MPa, en un único compresor convencional, lo que disminuye los costes de capital, y se licua en el intercambiador principal. El intercambiador se encuentra en una pequeña caja fría junto con los sistemas de control y tuberías y contempla temperaturas entre los -50 °C y los -170 °C. Como la presión es baja, la condensación del BOG se realiza en un rango muy estrecho de temperaturas de entrada, lo que hace al sistema termodinámicamente menos eficiente.

El proceso debe vigilar las condiciones de entrada al intercambiador, ya que este es muy sensible y puede verse afectado con la temperatura, normalmente en trayectos a

mínima carga durante los que el BOG es más caliente. Posteriormente se expande por medio de una válvula y se reinyecta a los tanques.

La figura 6 muestra el diagrama de este proceso.



FUENTE: GERDSMEYER, K-D. [11]

Figura 6: Diagrama de la planta Tractebel

El nitrógeno se comprime en un turbo compresor de tres etapas con refrigeración mediante intercambiadores de carcasa y tubo hasta temperatura ambiente con agua de mar. Se introduce luego en el intercambiador criogénico hasta alcanzar temperaturas de entre $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$.

El nitrógeno enfriado se envía hacia la turbina de expansión que se encuentra unida a la tercera etapa de compresión en un equipo denominado *Compander*. La temperatura

del nitrógeno alcanza así los $-170\text{ }^{\circ}\text{C}$. Incluye un tanque de nitrógeno consiguiendo la pureza necesaria del refrigerante.

También se utiliza un separador previo para evitar la entrada de líquido al sistema de compresión. El BOG se recoge de los tanques y su temperatura puede ser controlada inyectando GNL, pero esto solo se utiliza en casos extremos y durante el arranque de la planta. En caso de que se produzca gas ligero de flash a la salida de la planta, un sistema de tuberías permitiría su reabsorción en los tanques de almacenamiento. Este sistema complejo es parecido al que utiliza el buque LNG Jamal para el control de la temperatura de los tanques.

La redundancia de los equipos contempla unos márgenes de tolerancia del 5 % que han de ser positivos. En cambio, el intercambiador criogénico tiene un margen de diseño del 25 % como es práctica normal en los procesos criogénicos, pero los demás equipos no, debido al aumento que sufriría el consumo específico. Se considera un compresor de BOG adicional, pero no de nitrógeno. Si el sistema tiene una parada por cualquier razón, se ha considerado la implantación de una unidad de combustión que consumiría el gas para mantener la presión estable.

3.1.3 Mark I

Esta planta se diseñó para cumplir las exigencias del buque Q-Flex de $210\,000\text{ m}^3$ de almacenamiento. El proyecto de colaboración entre las compañías Qatargas 2 y ExxonMobil buscaba implementar estas tecnologías dentro de los dos buques más grandes en transporte de gas licuado, combinándolo con un sistema de propulsión de doble hélice que utiliza un motor diesel de baja velocidad.

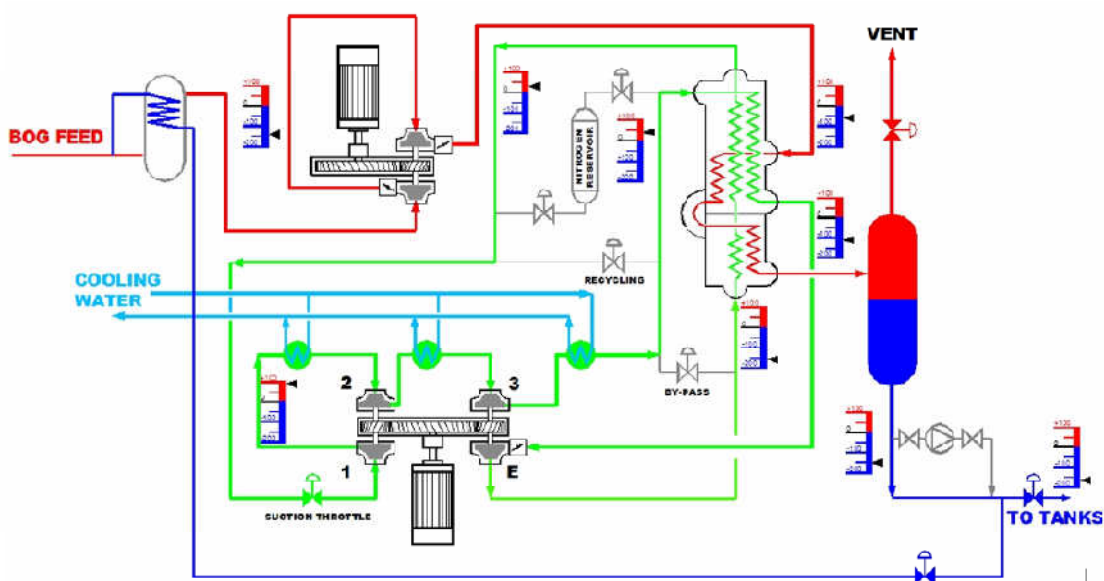
El proceso comprime el BOG en dos etapas integradas y lo envía a la caja fría. Antes de la compresión el sistema realiza un enfriado previo para compensar el calor que se genera en las tuberías y acondicionar el gas, controlando así la temperatura. Este

control se realiza en un colector para aglutinar los elementos más pesados en el fondo evitando que se dañen los compresores.

En la figura 7 se ven los equipos y el diagrama de flujo.

El GNL que vaporiza se mezcla con la entrada de BOG. El BOG se condensa a contra corriente en el intercambiador criogénico y en el condensador, luego se envía a un separador y a partir de allí, por la diferencia de presión con el tanque, el GNL puede regresar a estos. La caja fría en este caso tiene los siguientes componentes: un intercambiador criogénico, un condensador y un separador gas/líquido.

El nitrógeno se comprime hasta los 5,8 MPa en las tres etapas de compresión y se enfría hasta los $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$. En la expansión la presión desciende hasta los 1,55 MPa y la temperatura hasta $-163\text{ }^{\circ}\text{C}$.



FUENTE: ANDERSON, Thomas N. [15]

Figura 7: Diagrama de la planta Mark I

El proceso utiliza redundancia completa para todos los elementos giratorios, como especifica la normativa sobre buques de gas internacionales. Además incluye una unidad de combustión de los gases de flash que se producen en el separador. Utilizar una unidad de combustión (CGU, *Combustion Gas Unit*) es una alternativa para el caso de que se produzca un exceso de BOG reduciendo la cantidad de gas hasta niveles que puedan ser tratados por la planta.

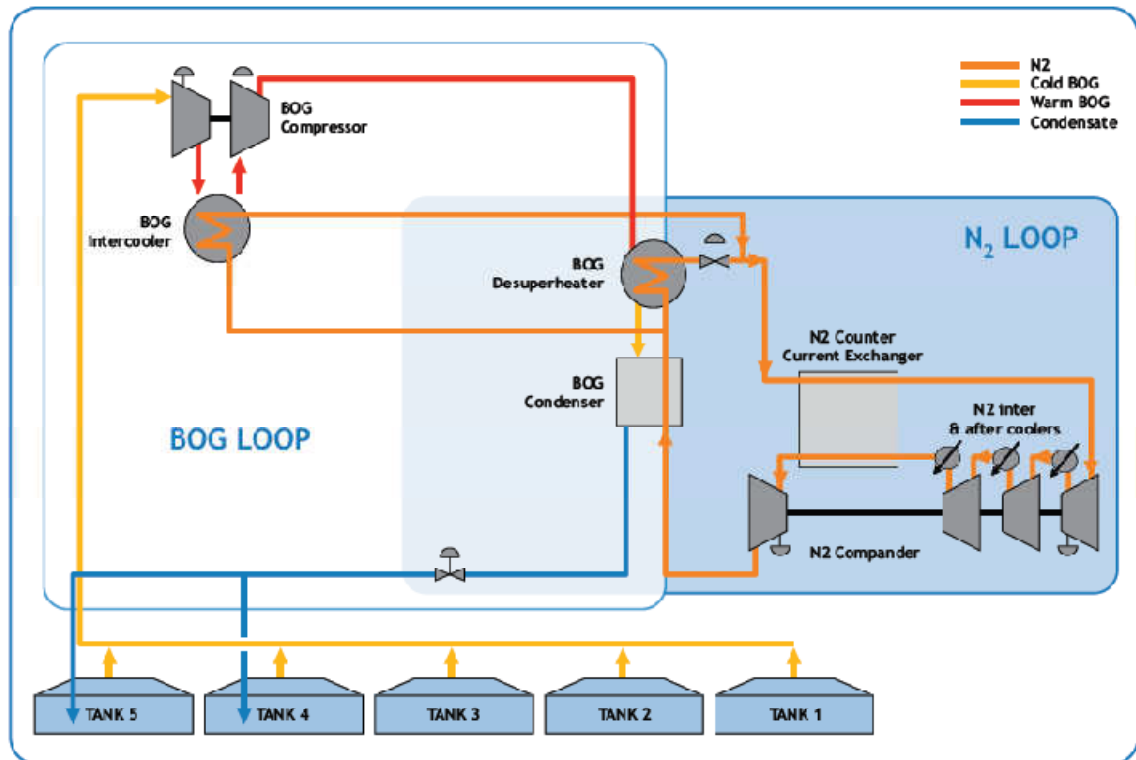
3.1.4 EcoRel

La planta EcoRel, al igual que la anterior, fueron diseñadas para cubrir las necesidades que solicitaban las empresas Qatargas 2 y ExxonMobil para sus dos nuevos grandes metaneros, Q-Flex y Q-Max. Esta en concreto está diseñada para el buque Q-Max, de 266 000 m³ de capacidad, por la empresa Cryostar.

El BOG en este caso es comprimido en dos etapas integradas, en este caso con refrigeración intermedia mediante un reciclo de nitrógeno procedente del principal intercambiador, para mejorar la eficiencia global. El comprimido se refrigera posteriormente en un intercambiador de acero inoxidable carcasa y tubo y luego se condensa en el intercambiador criogénico. Así, este primer intercambiador de acero inoxidable puede soportar los posibles cambios de temperatura, mientras el otro más sensible queda supeditado a la temperatura de salida del anterior.

En el proceso los intercambiadores no se encuentran en una caja fría, sino que están individualmente aislados térmicamente. El nitrógeno que proviene de los intercambios con el BOG se introduce en otro intercambiador a contra corriente de nitrógeno de alta presión, para disminuir la temperatura de este último.

Para la visualización del proceso se ha utilizado la figura 8.



FUENTE: Cryostar magazine [16]

Figura 8: Diagrama de la planta EcoRel

El sistema permite el sub-enfriado ligeramente por lo que puede ser retornado a los tanques directamente de vuelta, sin requerir separador. Para cargas con mayor contenido en nitrógeno en el gas natural, el sistema separa parte para la planta, y la mezcla de fases que proviene del condensador se redirige hacia un separador para dirigir el vapor rico en nitrógeno a la CGU.

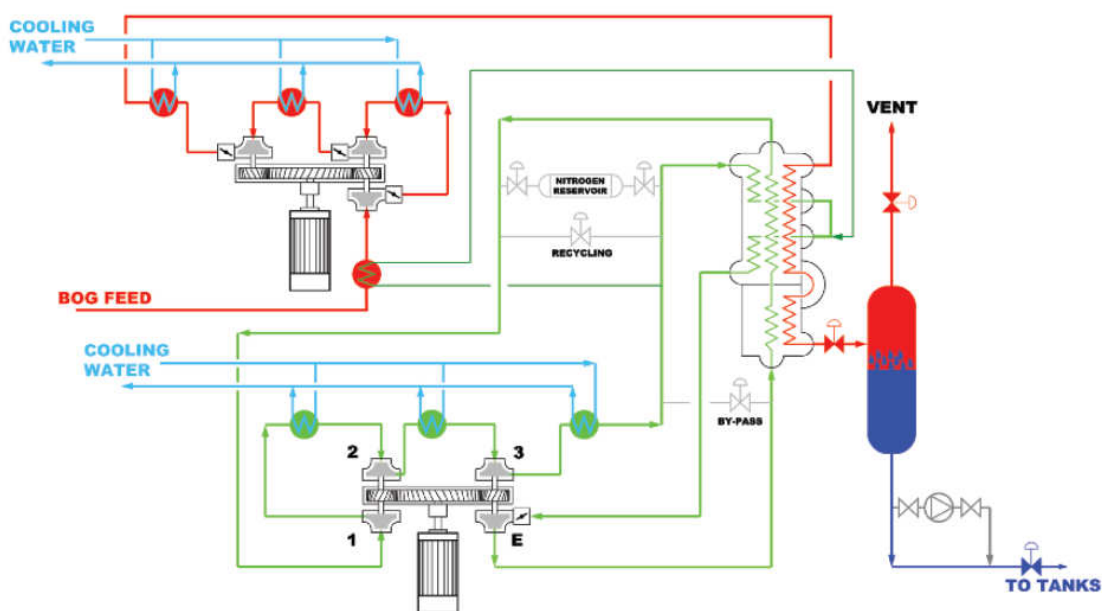
3.1.5 Mark III

Esta planta es una mejora de la anterior Mark I con la intención de reducir el consumo de potencia y plantearse como alternativa para el buque Q-Max del que se habló antes.

En ella se ha incluido un compresor de BOG adicional y se han intercalado intercambiadores de calor entre cada etapa de compresión que funcionan con agua de mar. Para permitir la evacuación de calor por medio de intercambiadores de carcasa y tubo, parte de la corriente de alta presión de nitrógeno calienta la entrada de BOG al compresor.

El BOG a temperatura ambiente tiene que intercambiar más cantidad de calor, así que entra antes en la caja fría.

Por lo demás la planta tiene las mismas características que la anterior Mark I. Se muestra en la figura 9.



FUENTE: Hamworthy [13]

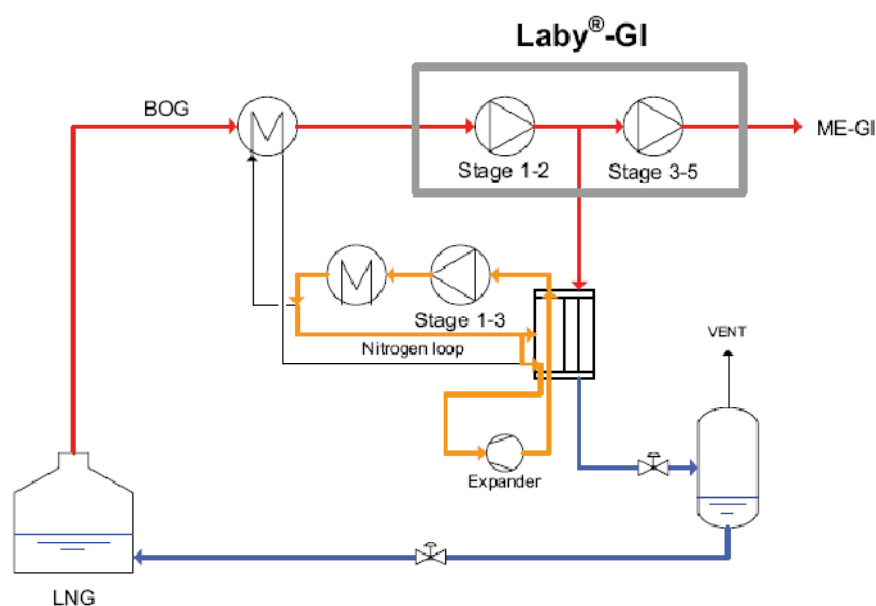
Figura 9: Diagrama de la planta Mark III

3.1.6 HGS Laby-GI

La gran apuesta de esta planta está en utilizar motores de combustión dual, que pueden funcionar con fuelóleo o con gas indistintamente, para la cual se necesita mayor presión en el gas combustible y se utilizan compresores especiales proporcionados por Burckhardt.

La planta de relicuado es la misma que Mark III, con la excepción de los compresores y de que parte del BOG comprimido se utiliza para alimentar los motores duales. Debido al compresor se consume mucha más energía.

El diagrama de flujo es el de la figura 10.



FUENTE: MAN B&W [18]

Figura 10: Diagrama de la planta HGS Laby-GI

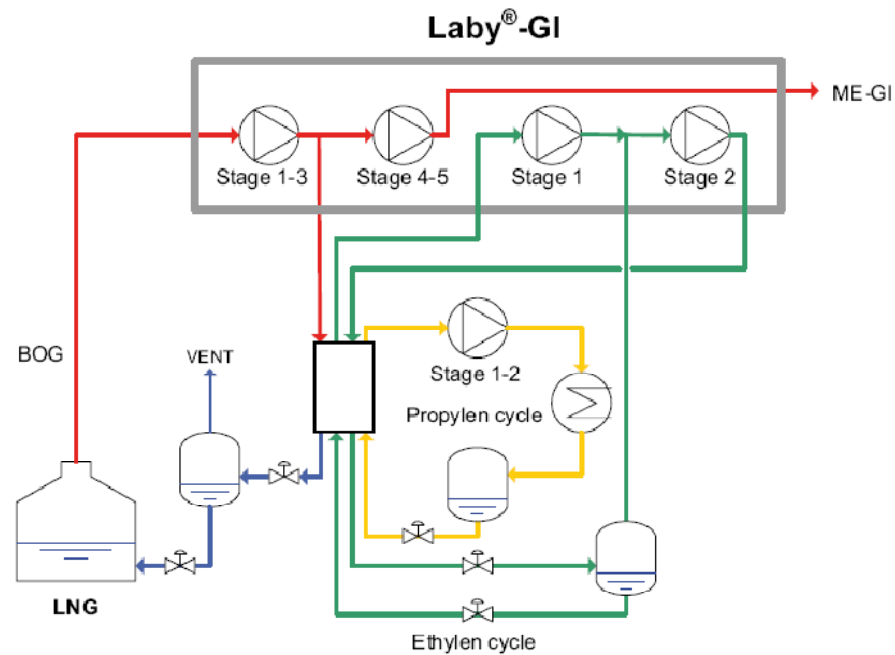
3.1.7 TGE Laby-GI

Esta planta tiene la característica especial de que no usa el ciclo de Brayton, sino un proceso en cascada con etileno y propileno de mayor eficiencia termodinámica.

La planta, al igual que HGS Laby-GI, está diseñada con la intención de usar un motor de combustión dual y utiliza un compresor distinto especialmente diseñado. Parte del BOG se redirige a la sala de máquinas sin pasar por la planta de relicuado.

Para visualizar el proceso y el diagrama de flujo podemos utilizar la figura 11.

El funcionamiento del ciclo en cascada es simple. El propileno se comprime en un compresor de tornillo independiente, se refrigera con agua de mar hasta los 40 °C, y posteriormente se expande hasta que se licua. Después se introduce en el intercambiador para refrigerar la corriente de etileno de alta presión procedente del compresor Laby-GI hasta los -30°C. Una vez el etileno ha alcanzado esa temperatura se introduce en el separador para mezclarse con el de más baja presión. Mientras, el BOG es dirigido hacia el compresor Laby-GI hasta comprimirse en 3 etapas refrigeradas. El etileno licuado procedente del separador puede refrigerar el BOG hasta condensarlo a -100 °C y 0,45 MPa. El BOG baja la presión mediante válvulas hasta licuarse y un separador G/L lo separa.



FUENTE: MAN B&W [18]

Figura 11: Diagrama de la planta TGE Laby-GI

Como consecuencia del cambio de fase el proceso es muy eficiente termodinámicamente, pero tiene el inconveniente de requerir más medidas de seguridad que los ciclos Brayton al utilizar combustibles como refrigerantes. Además, el uso de distintos niveles de temperatura hace al sistema más complejo que los ciclos de expansión de nitrógeno.

3.2 Proceso de selección

3.2.1 Criterios de selección

Para una elección adecuada de una planta de relicuefacción en un buque metanero es indispensable un esfuerzo de comprensión que permita capacitar la diferenciación de

todas las variables y condiciones de operación de la planta. La complejidad y sensibilidad que una planta de este tipo tiene, en comparación con el sistema de gestión de la presión actual, dificulta el proceso y exige un esfuerzo considerable para el conocimiento de las distintas circunstancias que rodean al entorno.

En las plantas de relicuefacción en tierra la prioridad que decide la elección es generalmente la eficiencia termodinámica del proceso. En algunos casos, si las horas de operación son más bajas de lo habitual lo que prioriza es el coste de capital y la inversión inicial. En cambio, debido a las limitaciones de la instalación de plantas en buques o en sistemas en alta mar, la prioridad en esta elección vendrá condicionada por otra serie de factores bien distintos.

En los buques metaneros el espacio y la limitación de movimientos es un impedimento que requiere ser tenido muy en cuenta. Para la elección de una planta en el buque, tan importante como el consumo es el espacio. Los equipos del proceso deben elegirse de forma que sean ligeros y que faciliten en la medida de lo posible el acceso a todas las válvulas y centros de control.

El inconveniente de utilizar equipos más pequeños es que generalmente tienen menor eficiencia, pese a que hace más compacta la planta. En cambio, la necesidad del espacio reduce el número de equipos y las dimensiones que se pueden instalar y por tanto las pérdidas asociadas a los desplazamientos se ven reducidas por la cercanía de estos.

Los procesos con nitrógeno posee mayor consumo específico que los procesos mixtos y de cascada. Estos últimos tienen 0,5 y 0,4 kWh/kg de GNL producido, en cambio, el sistema con nitrógeno ronda los 0,8 kWh/kg. La menor eficiencia del proceso se traduce en una mayor capacidad de los compresores que aumentan la partida de gastos de inversión.

Sin embargo, aunque los sistemas que utilizan refrigerante mixto son los más eficientes, dificultan el manejo y la puesta a punto del refrigerante. Como consecuencia requieren más atención por parte de los operadores y un mayor número

de equipos para su adecuación. Todo esto incrementaría el espacio necesario para la instalación de la planta. Por el contrario, refrigerar con N_2 requiere menos equipos de control.

El desarrollo de estos equipos a lo largo de 30 años ha desembocado en un mayor conocimiento de su comportamiento y ha puesto las bases para la instalación de la maquinaria más adecuada en alta mar. Algunas variaciones pueden mejorar significativamente la eficiencia como usar dos expansores (con o sin el mismo fluido), enfriar previamente el gas de alimentación con otro refrigerante (mixto, propano, etc.), y expandir el GNL saturado en varias etapas controladas. En cambio, lo que más se sigue utilizando es el ciclo de expansión simple, como se ha comprobado en las plantas que se utilizan para los buques.

La seguridad es otro factor importante en los buques metaneros. El transporte del gas combustible a través del océano requiere tomar grandes medidas de seguridad. Para la elección de una planta adecuada se ha pensado en considerar la utilización de refrigerantes que no sean inflamables. El uso de refrigerantes inertes como el nitrógeno limita el número de equipos de control y disminuye las distancias requeridas de seguridad entre procesos, por lo que hace más compacto el sistema, además de más seguro. Consecuentemente el sistema no aumenta los niveles de riesgo apreciablemente ni requiere controles de la composición del refrigerante como sí lo hacen los mixtos.

La planta también ha de tener un arranque rápido y que su disponibilidad pueda ser inmediata. Facilitar el arranque de la planta puede evitar excesos de presión indeseados durante los viajes en los que se produzca más boil-off de lo habitual. Las variables que afectan a la evaporación son muchas y es indispensable considerar diferencias en el caudal o en la temperatura.

La flexibilidad de ésta es otro factor indispensable para el correcto funcionamiento durante todo el viaje. Las cargas y descargas realizadas por el buque cambian las condiciones del gas natural y afectan a las condiciones de trabajo de la planta, que debe responder también a este ciclo constante.

Una condición no menos importante es que los equipos que utilice la planta requieran un bajo mantenimiento, para que la planta esté operativa el mayor tiempo posible. Una de las ventajas que tiene utilizar intercambiadores de placas y aletas como intercambiador criogénico es que no requieren un mantenimiento excesivo ni abrirse para su inspección, sobre todo al no utilizar refrigerantes corrosivos, y son más fáciles de instalar que otros equipos. La mayoría de las plantas actuales utilizan esta clase de intercambiadores y de las consideradas para los buques todas los utilizan.

Es aconsejable que los equipos sean diseñados por fabricantes con amplia experiencia en tecnología marítima y diseño de equipo en condiciones desfavorables, con alta humedad y corrosión por el agua salada. Una de las condiciones indispensables en la elección es la fiabilidad de los equipos y de la planta en su conjunto. Como consecuencia, un factor prioritario en la elección es la utilización de equipos que se hayan diseñado expresamente para soportar los movimientos que provoca el buque. Se debe prestar atención a la aceleración que se provoca en los equipos, junto con el balanceo y la vibración constante durante el viaje, y deben considerarse para todos los equipos que utilicen la planta.

Con la intención de cumplir con los requisitos que impone el código internacional de buques de gas (IGC code), las compañías Qatargas 2 and ExxonMobil crearon una serie de exigencias para la elección de la mejor alternativa [15]. En principio, los buques que utilizan tienen la intención de desconectar la función de control de presión de la de propulsión, pero muchas condiciones pueden considerarse para este proyecto.

Entre estos criterios se exige que la planta sea capaz de una relicuefacción completa tanto para el gas evaporado procedente de los tanques como para cualquier gas que pueda surgir en el regreso por las tuberías hacia los tanques. Esto exige que se considere un ratio de boil-off mayor que para los buques convencionales, es decir, un 0,16 % diario máximo. Además, la planta debe cumplir con un número de sistemas de repuesta adecuado para salvar el posible fallo de la planta, por lo que se considera el duplicado de todos los sistemas giratorios que se utilizan en el proceso (compresores, bombas y turbinas) un 2x100 % redundante.

Como sistema adicional, utilizado como repuesto para la planta al completo, si el sistema contempla la desconexión del sistema de propulsión del de presión, es deseable una unidad de tratamiento y combustión de gas, que garantice el manejo de la presión y el exceso de BOG que se puede producir en situaciones puntuales.

3.2.2 Sistemas descartados

A la hora de determinar una planta adecuada para el buque se ha optado por utilizar una tabla DAFO (tabla 3) que facilite la elección del proceso más adecuado y recalque las propiedades que más destacan en cada uno de ellos.

La elección de éstas, en función de los criterios anteriores, se ha realizado con vistas a un diseño posterior en un buque metanero de tamaño medio, 140 000 m³.

En una primera tentativa se han considerado descartados los procesos Laby-GI, ambos destinados a buques de gran tamaño condicionados por las dimensiones de estos.

Analizando el proceso TGE Laby-GI, este utiliza un proceso en cascada, en combinación con un compresor Laby-GI de burckhardt diseñado para este sistema. Este proceso permite utilizar el BOG como combustible y alternar su combustión en un motor diesel con fuelóleo pesado más barato. HGS LabyGI también utiliza el mismo compresor, en este caso con el proceso Mark III. Ambos fueron creados como propuesta para un sistema de propulsión con doble hélice movidos por motores diesel de alto que tiene la posibilidad de incorporar gas combustible para su funcionamiento. El rendimiento requiere una compresión mayor del BOG del que se consigue con caudales menores.

Comparado con las turbinas de gas, este tipo de motores son mucho más eficientes y ampliamente utilizados en marina, pero todo este proceso es sólo apto para instalaciones en buques de grandes dimensiones, superior a los 210 000 m³, donde el caudal de BOG es suficiente para utilizar los compresores.

Tabla 3: DAFO entre tecnologías de relicuefacción

TECNOLOGÍAS	Debilidades	Amenazas	Fortalezas	Oportunidades
Jamal	Alto consumo	Poca flexibilidad	Pocos equipos	Puesto en funcionamiento
	Muchas tuberías		Diseño para un buque pequeño	Equipos conocidos
	Utiliza tecnologías adicionales especializadas		Ligero	Aprovechable para propulsión
	No muy compacto			
Tractebel	Utiliza un sistema complejo para regular el gas de flash	Poca flexibilidad	Muy bajo consumo	Equipos conocidos
	Diseño para grandes buques	No aprovechable para propulsión	Pocos equipos	
			Ligero	
			Compacto	
Mark I	Diseño para grandes buques		Bajo consumo	Puesto en funcionamiento
			Compacto	Equipos conocidos
				Flexibilidad con GNL
				Aprovechable para propulsión
EcoRel	Diseño para grandes buques	Equipos poco conocidos	Compacto	Puesto en funcionamiento
		No aprovechable para propulsión		Flexibilidad con nitrógeno
Mark III	Mucho volumen		Mejora el consumo de Mark I	Mejora flexibilidad de Mark I
	Utiliza muchos equipos			Equipos conocidos
	Diseño para grandes buques			Aprovechable para propulsión
HGS Laby-GI	Alto consumo			Alternar con otro combustible
	Diseño para grandes buques			Equipos conocidos
	Mucho volumen			
TGE Laby-GI	Alto consumo			Alternar con otro combustible
	Diseño para grandes buques			Equipos conocidos
	Mucho volumen			
	Ofrece poca seguridad			

El proceso TGE Laby-GI en cascada, además utiliza refrigerantes que son combustibles y requieren sistemas de seguridad adicionales, con la consecuente reducción del espacio. El control y puesta a punto de los componentes se acentúa al utilizar dos refrigerantes, lo que hace de la instalación un sistema complejo exigiendo de los operarios mayor atención y conocimiento. No es adecuado para la instalación en un buque de menor tamaño, pese a su alto rendimiento termodinámico.

Ambos procesos Laby-GI, al utilizar compresores específicos para la utilización del BOG en motores de doble hélice se consideran no aptos para la instalación en un buque convencional. Estos compresores tienen un consumo de energía muy alto y requieren mayores flujos de BOG que los considerados en este proyecto, por lo que se prefiere basar la simulación en otros procesos de menor coste que requieran menos cantidad de BOG a la entrada del proceso y que sea más adecuado a un buque de menor tamaño.

3.2.3 Justificación de la elección

El pionero proceso Jamal, la característica de ser el pionero y que su proceso está diseñado para un buque de 135 000 m³ de capacidad lo hace una muy buena alternativa de elección. Cabe destacar la amplia experiencia de la planta en el mar y sus conocimientos, que son de gran ayuda a la hora de una posible mejora. El buque se puso en marcha en 2001 y la mayoría de los licenciantes se han basado en él para diseñar su planta.

La planta fue pensada para alternar fuelóleo más barato junto con BOG. En función del precio de estos dos combustibles se encendía o permanecía apagada. Esta consideración es importante para buques como los actuales que utilizan turbinas de vapor o gas para mover el buque. Aunque la intención principal de la planta es la desconexión posterior de la función de propulsión y utilizar motores diesel más eficientes, el hecho de ser pionera impone la necesidad de garantizar el funcionamiento del buque con la planta durante todo el recorrido.

La intención del proyecto también es la de separar estos dos sistemas, optimizar los costes de transporte y utilizar un combustibles más baratos y motores termodinámicamente más eficientes, como se ha conseguido con los buques Q-Flex y Q-Max ya en el mercado.

Sin embargo, lo que más frena a la elección de este proceso no es su consumo, que es bastante alto para una planta tan sencilla, si no la falta de flexibilidad en la operación. El BOG entra en el intercambiador de placas directamente, lo que puede generar un estrés térmico en el intercambiador de aluminio durante, por ejemplo, la presencia de BOG sobrecalentado común en los viajes a mínima carga. Este problema también se presenta en la planta Tractebel lo que dificulta igualmente su elección.

En ambos se utiliza un sistema complejo de medidas para contrarrestar el exceso de temperatura. Sin embargo, no se piensa que estas medidas estén disponibles en toda clase de buques, por lo que se prefiere afrontar el problema de la flexibilidad desde otras perspectivas.

El proceso Tractebel presenta un consumo específico mínimo, se piensa que a consecuencia de utilizar una sola etapa de compresión, pese a la disminución del rendimiento térmico que esto conlleva, y utilizar un único intercambiador de calor, que reduce mucho las pérdidas energéticas. Es importante que sea considerado como una buena elección y tratar de salvaguardar el problema de flexibilidad fijando la atención en otro proceso, por ejemplo EcoRel o Mark I.

Mark I y EcoRel son plantas muy parecidas en tamaño y consumo, su diferencia está en el sistema para mejorar la flexibilidad. La planta EcoRel utiliza un intercambiador de carcasa y tubo que refrigera con nitrógeno la entrada de BOG al intercambiador criogénico. Como consecuencia, el esfuerzo térmico es soportado en su mayoría por el primer intercambiador de acero, más resistente, proporcionando mayor fortaleza al sistema y flexibilidad a la instalación. El proceso Mark I utiliza un tambor que permite la mezcla con GNL procedente del final del proceso, con lo que puede refrigerarlo antes de realizar la compresión y controlar así la temperatura de entrada. Este sistema ofrece además la posibilidad de acumular cualquier condensable en el fondo del tambor y proteger los compresores.

Los dos sistemas son buenas alternativas para la modelización de la planta para un buque de medianas condiciones, son compactos y responden bien a la flexibilidad. El único problema que los diferencia son el tipo de equipos que utiliza, Cryostar tiene una

gama propia de productos para su planta EcoRel. Los equipos en esta planta están separados y el sistema requiere mayor número de tuberías que hace de la planta un sistema más complejo. En cambio, permite relicuar por completo que evita mezclar el GNL que cambiaría su composición.

Para poder ofrecer una rutina de operación durante todo el proceso de transporte de GNL, desde el llenado del buque hasta el vaciado en las terminales de regasificación, es conveniente mejorar esta flexibilidad y contar con una alta disponibilidad. Esto disminuye la necesidad de atención de los operarios y la complejidad del sistema, abarcando el mayor número posible de modos de operación. El control de la temperatura antes de la compresión tiene la ventaja de no forzar demasiado los compresores y partir de temperaturas más favorables a la refrigeración con GNL.

Por último decir que no se considera Mark III por sus grandes dimensiones, es más completo que Mark I pero mucho más voluminoso. La disminución en un 15 % del consumo específico que comentan sus fabricantes no lo hace preferible frente a otros en barcos de tan pequeñas dimensiones. Además, no se ha comprobado que el consumo disminuya durante las simulaciones.

Puede ser un buen punto de partida trabajar con la instalación Mark I, comparar los consumos con las otras plantas e imponer una serie de mejoras que permita su utilización más eficiente y más económica sin rebajar las prestaciones compactas de esta planta, su flexibilidad y su diseño. La planta de relicuado Mark I representa las bases tecnológicas sobre las que trabajar al ser uno de los procesos más simples y adecuados para tal instalación, en la cual se han basado los fabricantes de los grandes buques para Qatargas y ExxonMobil después del concurso de competencia previo.

Los equipos con nitrógeno como fluido refrigerante son los procesos de relicuado más elegidos y más utilizados en este tipo de instalaciones porque cubren fácilmente todas las condiciones que se exigen en ambientes marinos. El refrigerante es inerte y seguro, lo que minimiza el número de equipos.

Además, los equipos son muy utilizados en ambientes marinos, por lo que se conoce su comportamiento frente a oscilaciones y corrosión, y por último, el proceso Brayton inverso es muy sencillo y fácil de operar, no requiere de personal muy cualificado ni tampoco de grandes inversiones de capital. El uso de un buen sistema de refrigeración previo a la compresión mejora los problemas asociados a otros intercambiadores. Los compresores antes de la refrigeración afecta mucho a la entrada en el intercambiador, la temperatura asciende más de veinte grados en cada compresión, y por tanto es indispensable que la planta cuente con un sistema flexible.

Capítulo 4 SIMULACIÓN

La simulación de la planta se ha llevado a cabo utilizando Aspen Plus®. La herramienta permite trabajar con procesos termodinámicos muy diferentes de manera fácil y rápida y suministrar suficiente información como para conocer plenamente el comportamiento de la planta.

Con ella se ha conseguido simular esta y otras plantas de relicuado, adecuadas a las características de un buque de tamaño medio, y ha permitido manejar y obtener datos relevantes para la elección.

El proyecto está centrado en ofrecer la posibilidad de incorporar este tipo de tecnología a un buque de tamaño mediano de 140 000 m³ de capacidad de GNL, que son los que mayoritariamente llegan a las terminales españolas, y que producen una cantidad de BOG en torno a 80 toneladas diarias en trayectos que pueden durar varios días. Los buques que llegan a España se encuentran entre los 40 000 m³ de capacidad los más pequeños y hasta 270 000 m³ los últimos construidos, los cuales incorporan plantas de relicuefacción en el mismo.

4.1 Descripción de la simulación

En el Anexo C se expone un diagrama de flujo del proceso simulado con resultados. La planta que inicialmente estaba basada en el proceso Mark I ha sufrido una serie de transformaciones que se han considerado mejoras para una instalación en un buque de menor tamaño.

En la planta, el BOG procedente de los tanques (BOG01) es aspirado por el compresor (C101). Se ha estimado que para un metanero de esas características el caudal de BOG que emite es de 0,95 kg/s. Previamente a la compresión el gas es refrigerado para evitar un salto de temperatura excesivamente elevado a la entrada del

intercambiador. La refrigeración se lleva a cabo en una vasija de mezcla (M101), mediante parte del GNL producido en el proceso (LNG03).

Así se consigue refrigerar el BOG a la entrada del proceso y evitar la entrada de condensables y líquidos en el compresor. El GNL que se ha utilizado para la refrigeración se mezcla con la corriente de BOG antes de introducirse en el intercambiador. El BOG refrigerado, se introduce después en un compresor centrífugo (C101) y se comprime hasta los 400 kPa, lo que hace que se incremente su temperatura. Lo que se pretende con la refrigeración anterior es proteger el compresor y dar flexibilidad al sistema. Esto se puede conseguir regulando la válvula de entrada de GNL a la vasija (M101). La válvula (S202) consigue mantener la temperatura deseada entre el compresor (C101) y el intercambiador principal criogénico de placas y aletas (E202).

Como se ha dicho, la corriente de BOG procedente del compresor (BOG04) se introduce en el intercambiador principal (E202) a 400 kPa y $-100,6\text{ }^{\circ}\text{C}$. En la simulación el intercambiador se encuentra dividido para representar las distintas temperaturas de las entradas (E201, E202, E203). Estos intercambiadores de placas y aletas ofrecen muchísima versatilidad sobre las corrientes y estas pueden intercalarse a distintos niveles del mismo intercambiador.

El BOG (BOG06) sale del intercambiador (E203) a $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$ y se introduce directamente en la columna de separación gas/líquido (S201). Aquí aparece una pequeña corriente de gas de flash (FLASH) y la corriente de GNL (LNG01), de la cual parte se recircula (LNG03) hacia el intercambiador inicial (E101) y la mayoría se conduce de forma natural de nuevo a los tanques (LNG02). La presión del GNL es de 150 kPa, por lo que es algo mayor que en los tanques, retornando de forma natural.

El GNL se conduce a $-166,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ hacia los tanques de almacenamiento. Que la refrigeración se realice tan por debajo del punto de ebullición contribuye a contrarrestar los efectos de pérdidas de exergía (por calor) que sufre el GNL en el retorno por las tuberías.

Para el ciclo cerrado de nitrógeno se ha considerado 11,8 kg/s, suficientes para realizar la relicuefacción sin tener un excesivo consumo en los compresores. La figura 12 dibuja el diagrama T – s para el ciclo simulado.

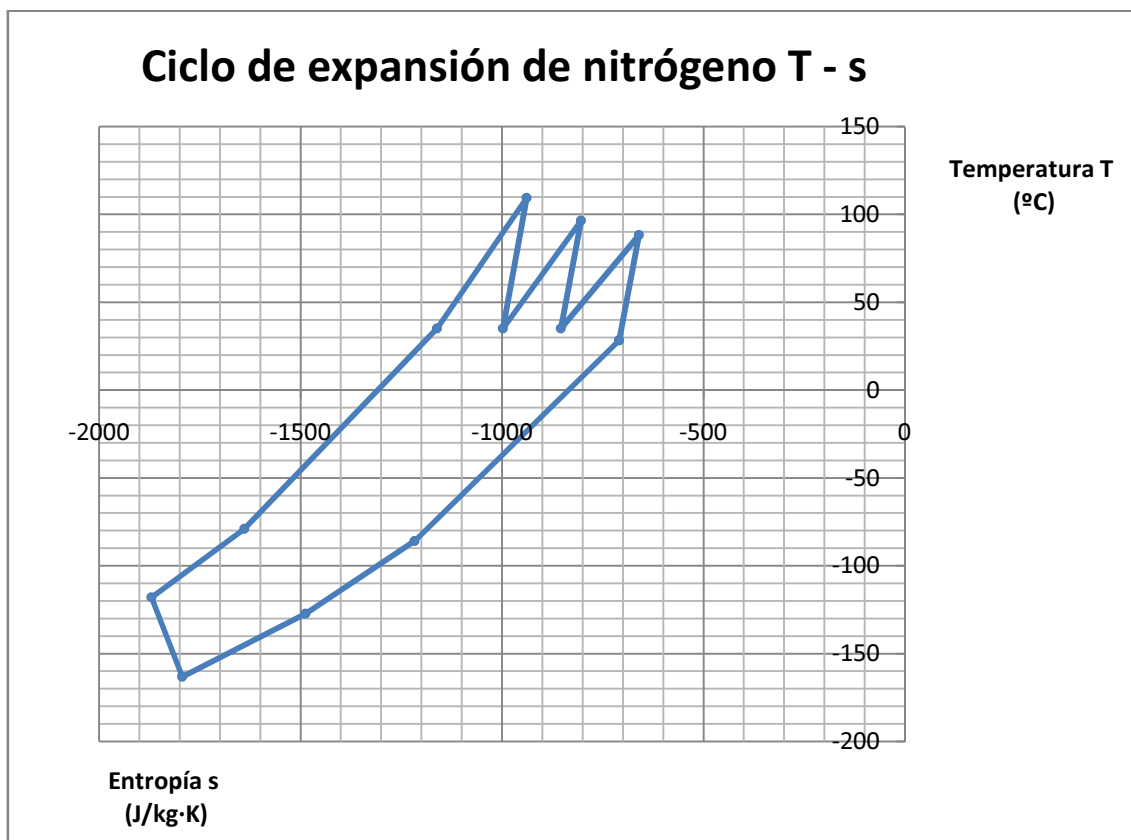


Figura 12: Diagrama T-s para el ciclo de nitrógeno de la simulación

Como se ha explicado, el ciclo Brayton inverso comprime el nitrógeno en varias etapas hasta los 5,75 MPa. La corriente de nitrógeno (N201) entra en el primero de los compresores (C301) y se comprime con un ratio de presión de 1,6:1, y posteriormente se introduce en el intercambiador de carcasa y tubo (E301) refrigerado con agua marina (H2O03).

El agua procedente del mar (H2O01) llega a 25 $^{\circ}\text{C}$ y 1 atm bajo un caudal de 45 kg/s y se bombea (P301) hacia los intercambiadores en corrientes paralelas (H2O03, H2O04,

H2O05). Es necesario que haya un flujo lo suficientemente elevado de agua para que la refrigeración del nitrógeno no eleve la temperatura de ésta por encima de los 40 °C que supondría una diferencia térmica mayor de 15 °C en la salida al mar (H2O09).

El nitrógeno pasa por las distintas etapas de compresión y de refrigeración hasta alcanzar la presión estipulada y la temperatura de 35 °C (N2O07). Después de lo cual se introduce en el intercambiador principal criogénico (E201, E202) y se refrigera hasta los -118 °C (N209). Esta corriente se conduce a la turbina de expansión (T301) que disminuye su temperatura isentrópicamente hasta los -163 °C y 1,3 MPa.

El flujo de nitrógeno expandido (N210) se introduce a contracorriente en el intercambiador criogénico (E203, E202, E201), permitiendo la refrigeración conjunta del BOG comprimido procedente del compresor (BOG04) y el nitrógeno del *compander* (N209).

La simulación pone de relieve que este proceso en concreto consigue tener un consumo específico de 716.6 kWh/t gestionando hasta 82 toneladas diarias de gas evaporado, lo que comparado con los anteriores procesos destaca en eficiencia. El coeficiente de rendimiento térmico COP es de 1,13, un 13 % más de calor eliminado que de energía consumida.

4.2 Datos para la simulación

Para la simulación se han considerado una serie de características que se piensan dentro de los límites y que van a facilitar el trabajo. Las condiciones se expresan en la tabla 4.

Tabla 4: Condiciones específicas para la simulación

Buque	140 000	m ³		
BOR	0,14	% al día	Gas natural	
BOG	0,95	kg/s	Componente	% mol
temperatura	-140	°C		
presión	1,15	bar		
Nitrógeno				
caudal	11,8	kg/s	Metano	87,88
Agua			Etano	0,01
caudal	45	kg/s	Nitrógeno	12,11
temperatura	25	°C		
presión	1	atm		

La capacidad del buque se considera de 140 000 m³, mayoritarios en España. Se ha considerado que la planta procese 0,14 % de BOG al día, como media, lo que en un buque de estas dimensiones supone 0,95 kg/s. Más adelante se usarán los valores que se estiman mínimos y máximos, necesario para considerar los trayectos en lastre y a plena carga.

4.2.1 Vasija

Al inicio, el proceso requiere una temperaturas a la entrada del compresor que sea en torno a -160 °C para que la compresión no eleve la temperatura más de 60 °C. La caída de presión se estima que puede ser de 15 kPa con lo que el BOG sale aproximadamente a 100 kPa y -160 °C.

4.2.2 Intercambiadores de carcasa y tubo

En cuanto a los intercambiadores con agua de mar, se ha utilizado la diferencia térmica entre la entrada de agua y la salida del refrigerante en 10 °C, enfriándose hasta los 35 °C aproximadamente. Así mismo, la caída de presión en cada uno de los intercambiadores se piensa que podría oscilar entorno a 50 kPa.

4.2.3 Compresores

Todos los compresores tienen un coeficiente isentrópico de 0,8. En cuanto a la turbina se estima algo mayor: 0,85.

El ratio de presión en los compresores del *compander* está en torno al 1,6. Algunas fuentes consideran un ratio máximo de 1,4 cuando se encuentra unido a una turbina, pero hay equipos que permiten trabajar con estos ratios.

4.2.4 Intercambiadores de placas y aletas

Estos intercambiadores permiten que se dividan las corrientes en varias fases en función de su temperatura de salida u otras variables. Consideramos la temperatura para facilitar las estimaciones técnicas al igual que los fabricantes.

El pinch mínimo es de 3 °C y se estima una caída de presión de 50 kPa para cada corriente en las distintas fases del proceso.

Estos intercambiadores tienen restricciones sobre la diferencia de temperatura que debe haber entre las corrientes. Según la asociación de fabricantes ALPEMA, la diferencia entre temperaturas entre dos fluidos debe ser menor de 50 °C, pero, en

caso de que los componentes cambien de fase, la diferencia se restringe a la mitad [25].

En nuestro caso, los dos primeros intercambiadores contienen fluidos en estado gaseoso, pero en el último de ellos hay un cambio de fase para licuar el gas natural. En este último caso la restricción debe ser mayor.

4.2.5 Otras especificaciones

Se considera que la bomba para extraer el agua de mar puede tener un rendimiento del 75 % elevando la presión en 300 kPa desde las condiciones estándar. Las corrientes de agua se dividen en proporciones similares, se intercambia prácticamente el mismo calor en cada intercambiador por lo que se requiere fracciones equivalentes.

El separador gas/líquido se restringe a 150 kPa de presión de salida, para que pueda producirse la circulación natural. En cuanto a la separación de la fracción líquida para su uso en el intercambiador, se estima suficiente con obtener un caudal con un 93,3 % de relicuado dirigido hacia el interior de los tanques, y el resto, una pequeña fracción de 6,7 % utilizarlo para la adecuación del BOG.

4.3 Consideraciones adicionales

La diferencia en los puntos de ebullición de los componentes provoca que el gas de flash tenga una concentración en nitrógeno algo superior a la del BOG. De esta manera se consigue relicuar 0,84 kg/s de GNL con una concentración en metano superior a la inicial alcanzando el 92,6 % molar. En la figura 13 se ilustra este efecto.

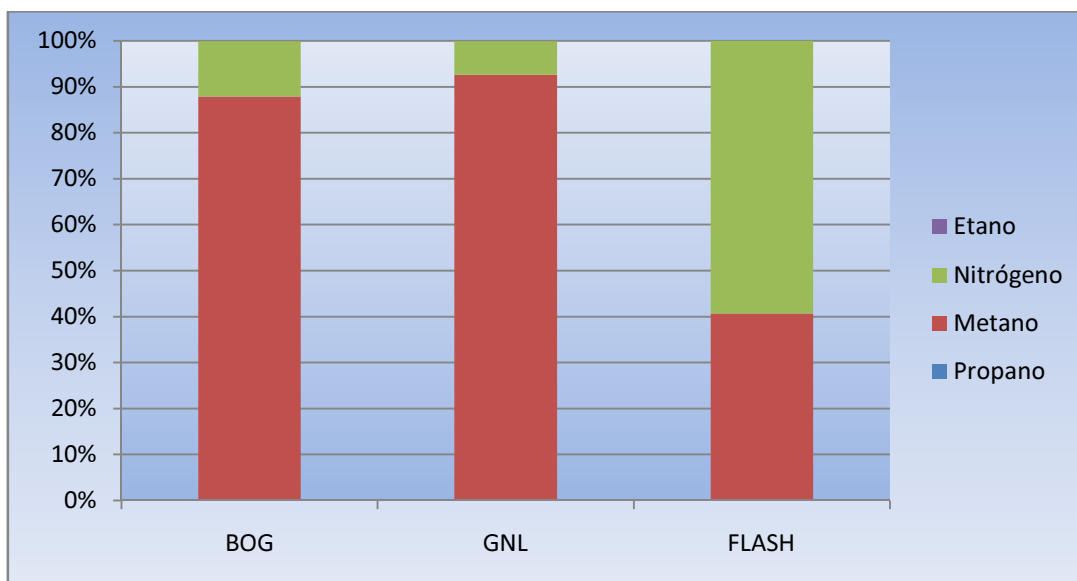


Figura 13: Resultado de enriquecimiento del GNL durante el proceso

La refrigeración de la planta en conjunto se controla principalmente con el flujo de nitrógeno en el sistema. Como consecuencia, se incrementa o disminuye el calor transferido en el intercambiador criogénico. Para una simulación inicial con 0,95 kg/s de BOG a -140°C y 115 kPa, se ha tomado un flujo de nitrógeno de 11,8 kg/s, el mínimo necesario para que la planta funcione. El caudal de agua es el mínimo necesario para que la diferencia entre entrada y salida sea de 15 K.

Como se muestra en la tabla 5, se ha querido considerar tres tipos de gas natural, de entre los que se ha elegido la composición media, con un 87,88 % molar de metano y 12,11 % molar de nitrógeno para la simulación preliminar.

Tabla 5: Composiciones de BOG

GAS NATURAL LICUADO	Ligero	Medio	Pesado	
Etano	97,86	87,88	67,61	% mol
Propano	0	0,01	0,01	% mol
Nitrógeno	2,14	12,11	32,38	% mol

FUENTE: QUEROL, E. [20]

El nitrógeno contenido en el gas natural afecta negativamente a la refrigeración, debido a su menor capacidad de transmitir calor y al no ser condensable, consecuencia por la que el gas de expulsión de la columna de separación (gas flash) se enriquece en nitrógeno, para beneficio de los compradores del GNL en España.

La variación de la composición afecta directamente al consumo específico de la planta, como se muestra en la figura 14. Una composición rica en metano característica de gases ligeros tiene un mejor rendimiento térmico y un consumo específico menor condicionado por la capacidad calorífica del gas. La composición de gas pesado, 15 % más en nitrógeno, eleva el consumo hasta casi el doble.

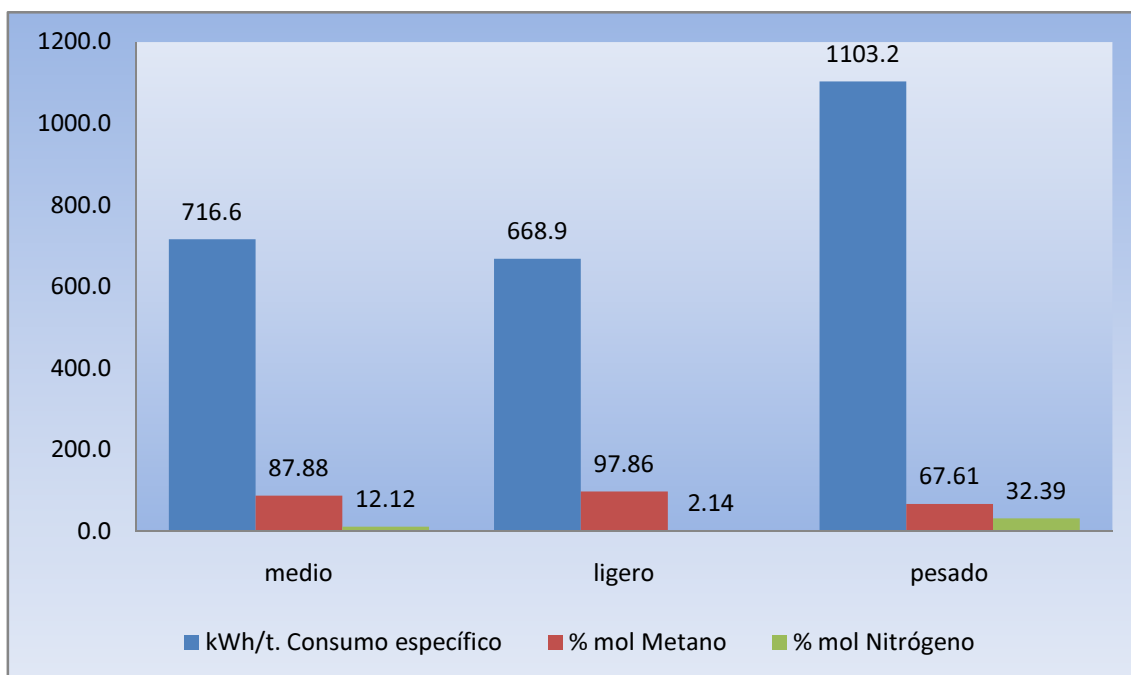


Figura 14: Consumo específico según la composición de BOG

La procedencia del GNL condiciona la composición final del BOG y no debe afectar a la planta. Debido a la gran diversidad de terminales de licuefacción de las que se compra GNL en España es necesario que sea capaz de cubrir un amplio rango de estos combustibles pese a su calidad.

En el transporte del gas natural la evaporación natural no se produce únicamente durante el transporte de GNL hacia las terminales de regasificación. Muy importante es también considerar las condiciones en las que el buque viaja en condiciones de lastre hacia las terminales de licuefacción.

Durante el lastre es necesario llevar una capa de GNL para controlar la presión, además de que no todo el BOG puede ser descargado en las terminales. El buque en estas condiciones transporta BOG evaporado procedente principalmente del intercambio que se produce en las terminales de regasificación al descargar el combustible líquido, pero se calienta durante el transporte y puede ser un problema.

El BOG en lastre tiene un ratio menor, del 0,06 % diario, pero adquiere una temperatura que puede alcanzar los -70°C , dependiendo de las condiciones del viaje y el tipo de buque. En la tabla 6 se muestran las condiciones en las que debe operar la planta para el tratamiento de estos dos tipos de trayectos, considerando el flujo de nitrógeno, de agua y la admisión de GNL.

Tabla 6: Condiciones específicas de operación para la simulación

	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	BOR	ratio (kg/s)	nitrógeno (kg/s)	agua (kg/s)	Apertura de válvula
Cargado	-160	0,16%	1,02	11,6	54	0%
Lastrado	-100	0,06%	0,41	5,6	23	19,7%

4.4 Configuración de la admisión

Las condiciones de lastre y de carga de los buques metaneros requieren distintos caudales de nitrógeno y de agua, así como distinto caudal de GNL a través del intercambiador al inicio del proceso. Este último factor es verdaderamente condicionante debido a las diferencias de temperatura que se pueden producir entre un trayecto y otro.

La figura 15 muestra cómo debe variar la apertura de la válvula de admisión de GNL relicuado hacia el intercambiador previo de forma precisa en función de la temperatura del gas a la entrada en el proceso para que se mantenga la temperatura a la entrada del intercambiador criogénico principal en $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$.

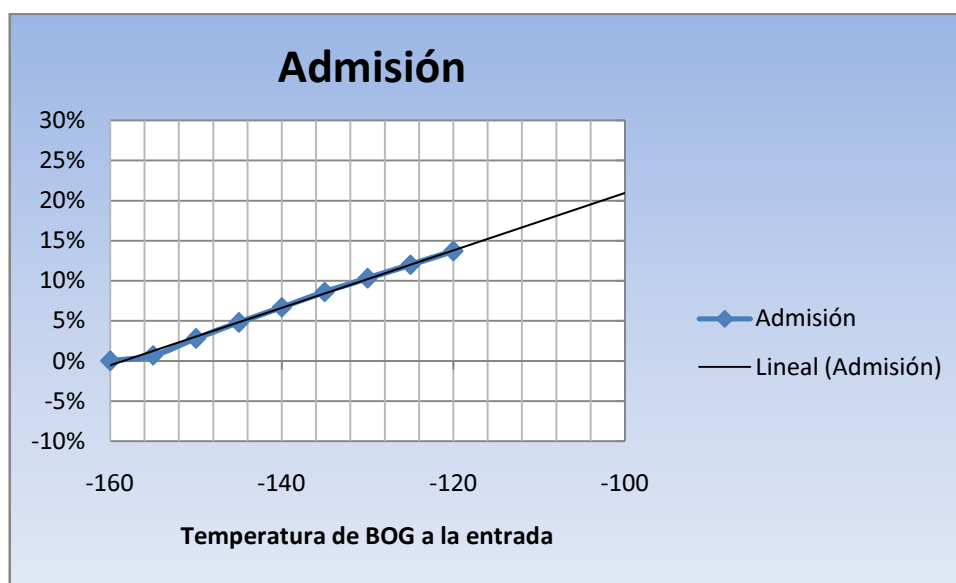


Figura 15: Variación de la admisión de GNL

La válvula realiza un trabajo muy preciso y será conveniente una programación previa en función de la temperatura del BOG a la entrada del proceso. Si la válvula se abre más de la cuenta la refrigeración es excesiva y se puede producir el fallo de la planta en el intercambiador criogénico. No abrir la válvula lo suficiente supone también una diferencia térmica y un riesgo para la planta, pero gracias a esta válvula se obtiene la flexibilidad que se requiere.

Esta característica se ve fuertemente afectada por la composición del BOG. Al componerse principalmente de metano, la corriente de refrigeración absorbe calor en mayor proporción que el nitrógeno contenido en el gas, absorbiendo calor latente y produciéndose el cambio de fase.

Cuando el caudal de BOG contiene también mucho metano (gases ligeros), la válvula se vuelve mucho más sensible y puede refrigerar con menor cantidad de GNL. Las variaciones son muy significativas y unas décimas en la apertura suponen cambios de más de 10 °C a la salida de los compresores. En cambio, los gases pesados requieren más caudal de GNL, pero la variación en la temperatura que se produce al abrir más o menos la admisión es mucho menor, de tan solo décimas de grado por lo que se debe considerar no utilizar gases con composiciones menores del 70 % molar en metano.

4.5 Configuración del caudal

Indistintamente, también deben variar las condiciones de flujo del refrigerante y del agua de refrigeración. Así pues, la figura 16 muestra cómo debe variar el flujo de nitrógeno y la figura 17 cómo el caudal de agua para distintos caudales de BOG a la entrada del proceso, para que la planta cumpla con los requisitos exigidos y mantenga las mismas temperaturas al mismo tiempo que el menor consumo.

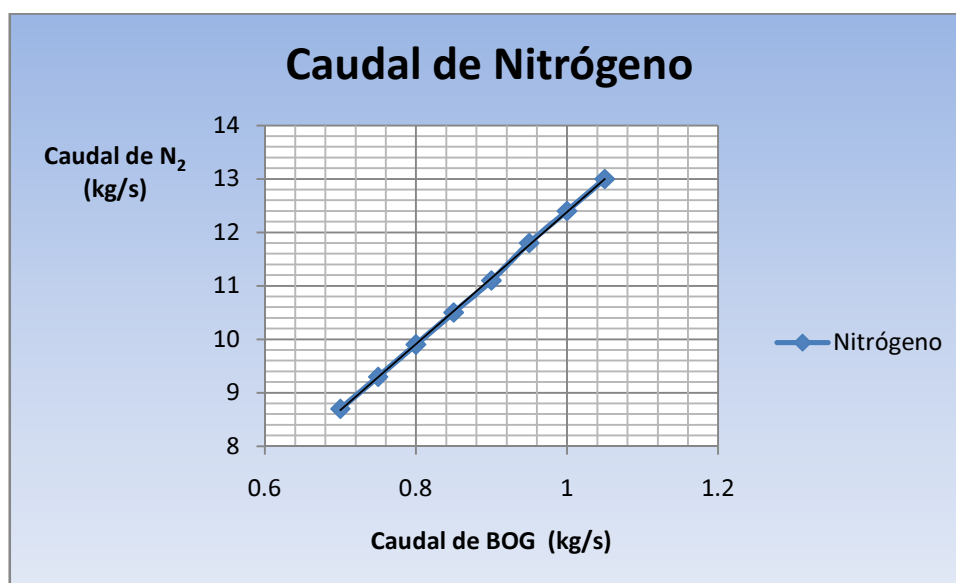


Figura 16: Variación del caudal de nitrógeno

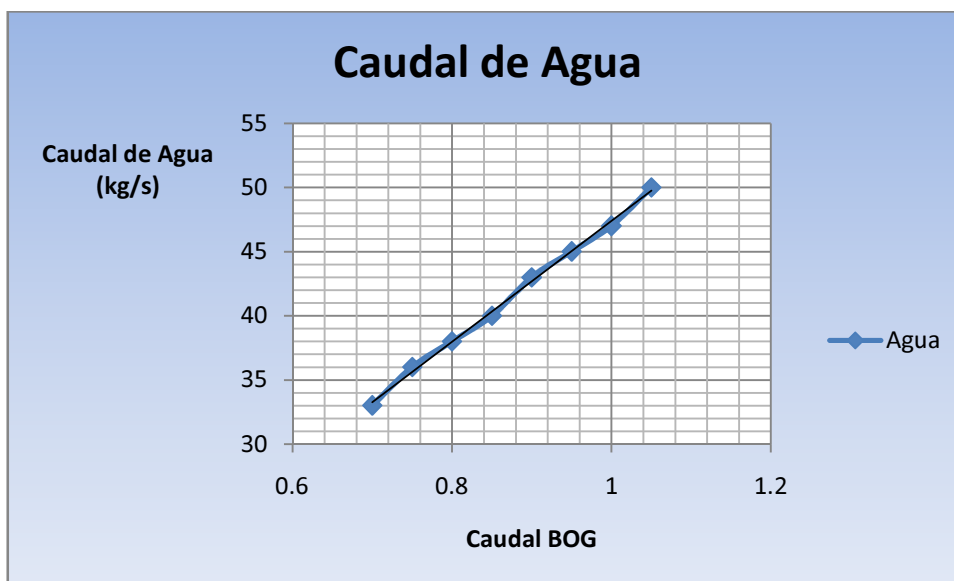


Figura 17: Variación del caudal de agua

Es de notar que la variación en el caudal de agua es mayor que en la de nitrógeno, primero porque aquella refrigera a este y el nitrógeno absorbe más calor que el agua, debe compensar la mayor diferencia de temperatura del caudal de nitrógeno con mayor caudal de agua. Segundo porque requiere mantener la temperatura de salida por debajo de los 40 °C, para que se cumpla la condición ambiental. En cambio, el caudal de nitrógeno afecta principalmente a los consumos de los compresores, que serán mayores con incrementos de la masa de gas.

4.6 Aclaración sobre las mejoras

En la simulación de la planta en el programa informático, la base de la modelización ha sido la planta Mark I de la empresa Hamworthy. En ella se inspira el conjunto de la planta y la mayoría de los equipos.

La planta cumple con los requisitos básicos que se ha decidido exigir para la selección e instalación en un buque, como ya se ha explicado. Es una instalación compacta, utiliza poco número de equipos y éstos son muy utilizados en alta mar. No obstante, se han

tenido en cuenta otra serie de plantas que ofrecen las mismas aspiraciones perseguidas con este proyecto y que afrontan estos desde nuevos puntos de vista.

En la simulación realizada hemos prescindido de uno de los compresores. Mark I utiliza dos, lo cual mejora el rendimiento termodinámico del proceso, pero consume una energía innecesaria en un buque con poco caudal de BOG. Un metanero más pequeño no tiene grandes cantidades de BOG que comprimir.

En la simulación solo se cuenta con uno de estos compresores para la operación, disminuyendo así el consumo de energía de la planta y el coste de capital que requeriría su inversión. Se piensa que es mejor contar solo con uno y tener otro como equipo de repuesto abaratando mucho los costes iniciales, aunque disminuya el rendimiento.

La planta inicial cuenta también con el acondicionador a la entrada del sistema que utiliza una pequeña corriente de GNL condensado para eliminar el calor. Como ya se dijo, en la planta inicial esto le permitía evitar la entrada de componentes pesados a los compresores y sobre todo mejorar la flexibilidad de la planta, protegiendo el intercambiador criogénico que se utiliza a continuación. De esta manera se puede controlar mejor la entrada a este intercambiador de placas y aletas, más sensible a las diferencias térmicas entre corrientes, y evitar la entrada de líquidos en el compresor.

Se pensó en utilizar el sistema del proceso EcoRel, que utiliza un intercambiador de carcasa y tubo después de los compresores, refrigerando con nitrógeno, pero es preferible utilizar GNL y mantener el ciclo de nitrógeno en las mismas condiciones, evitando así una mayor complejidad del sistema, además el GNL contiene mayor cantidad de metano que mejora la refrigeración y puede recircularse de nuevo al proceso. El sistema EcoRel utiliza un intercambiador especial diseñado por él, mucho más complejo de conseguir en el mercado y tiene el inconveniente de no proteger los compresores de posibles líquidos.

El control se realiza simplemente abriendo o cerrando la válvula de admisión al intercambiador con el gas natural licuado, sin afectar al proceso termodinámico. No

ocurre lo mismo utilizando nitrógeno, pues se hace más complejo al afectar a todo el proceso. Un aumento en el flujo de nitrógeno para controlar la temperatura afectaría también al intercambiador criogénico y a los compresores, refrigerando más y desajustando el balance de temperaturas en el intercambiador.

Se considera que así la planta cumple con una capacidad de respuesta a cualquier cambio en las condiciones y simplifica la operación en gran medida, protegiendo los equipos de condiciones distintas a las iniciales. En este caso se ha preferido utilizar el mismo componente como refrigerante previo y variar éste únicamente, manteniendo el ciclo de nitrógeno en el mismo punto de operación.

Por lo tanto, para disminuir el consumo de la planta se optó por utilizar un único compresor y para mejorar la flexibilidad se eligió utilizar una vasija o tambor que mantenga las condiciones de temperatura a la entrada al ciclo y evite la entrada de líquidos a los compresores, alimentado con un porcentaje de gas relicuado procedente del separador gas/líquido como refrigerante.

El caudal de nitrógeno que también se regula por medio de válvulas de admisión requiere que se incluya un tanque que almacene el refrigerante y mejore su disponibilidad, pudiéndose incluir sistemas de tratamiento del gas que normalmente viene incluido en los buques comerciales. La tasa de circulación de nitrógeno regula la cantidad de calor intercambiada en el intercambiador de placas y aletas, el principal en el proceso, que también viene condicionada por la composición del gas natural.

Capítulo 5 DISEÑO

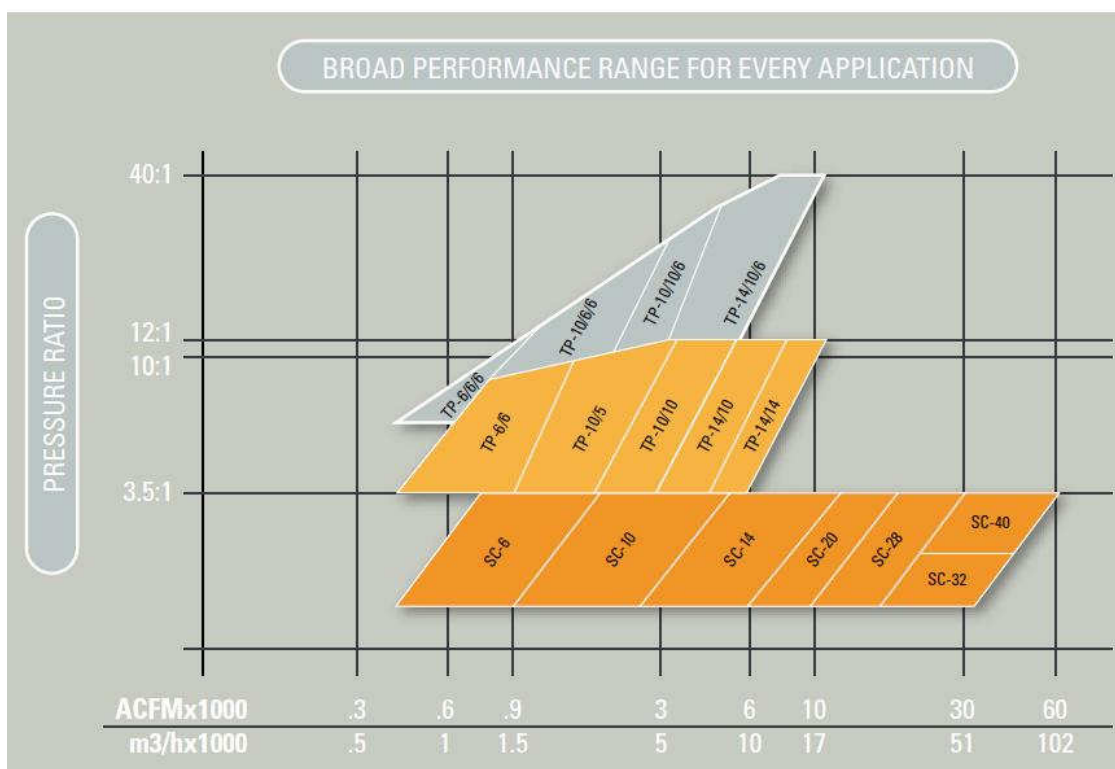
5.1 Descripción de los equipos

5.1.1 Compresor de BOG

El compresor de BOG es un compresor centrífugo convencional que sirve para suministrar el BOG hacia los intercambiadores criogénicos de la planta.

El compresor se puede utilizar también en caso de que la planta falle para enviar el BOG a la caldera, como se hace en los buques convencionales, generando vapor para la turbina, o en la unidad de combustión integrada por motivos de seguridad.

La instalación no requiere un caudal mayor de $1\,600\text{ m}^3/\text{h}$ (1 kg/s) debido al tamaño del buque, ni un ratio de presión por encima de 4:1. En la figura 18 se muestra una relación de compresores con estas dos variables para la marca Atlas Copco. La opción más adecuada sería un compresor SC – 6. El valor de estos compresores ronda los 250 000 EUR y su tamaño puede ser de 1,3 m de alto, 3 m de largo y 2 m de ancho, junto con un peso de 3 900 kg.



FUENTE: Atlas Copco [21]

Figura 18: Tipo de compresores según caudal y ratio de presión

Su bajo peso y coste de fabricación lo hacen ideal para este tipo de instalaciones. También el hecho de utilizar una sola etapa disminuye las pérdidas en los conductos y la potencia requerida aumentando su presión mínimamente, lo que les hace muy buenos trabajando en régimen continuo.

A pesar de que la presión mejora el rendimiento de la planta, debido a las limitaciones de espacio y a la seguridad, se prefiere la elección de compresores capaces de suministrar el combustible evaporado hacia la turbina de vapor, como los que se usan normalmente en los metaneros actuales para las calderas de combustión, que no son muy grandes y pueden utilizarse en caso de fallo de la planta para otros procesos.

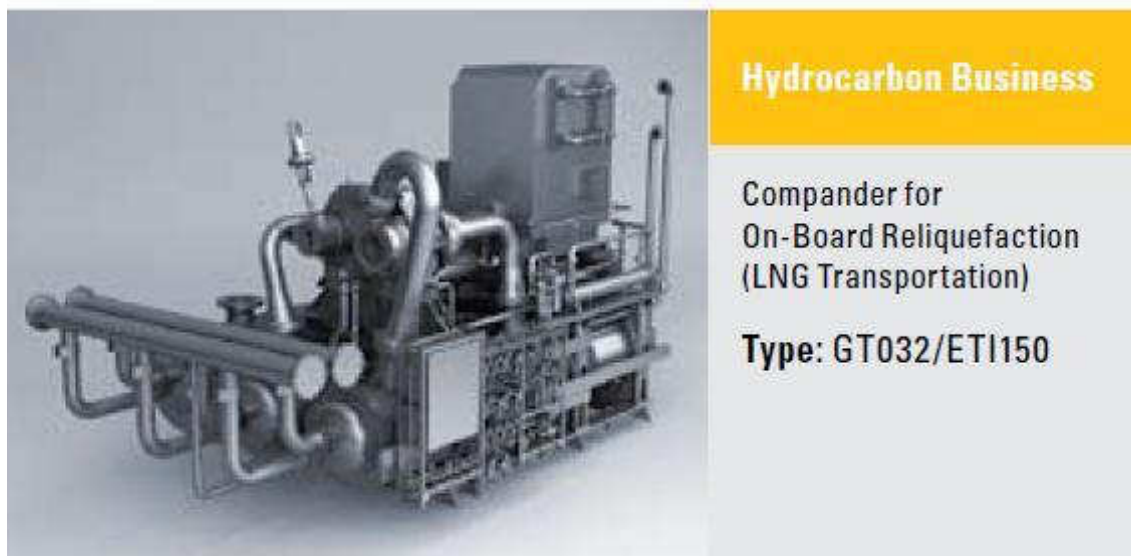
5.1.2 Compresor/expansor de nitrógeno

Esta unidad comprende tres etapas de compresión y una de expansión dentro del ciclo cerrado de nitrógeno y es la unidad que más energía eléctrica consume en la planta. En total puede consumir 2 500 kW por lo que es una unidad grande y que necesita refrigeración entre etapas.

Las etapas pueden presentarse en dos equipos separados o en uno solo llamado *Compander*.

Cuando se presenta en dos equipos separados las dos primeras etapas de compresión se integran en un único compresor centrífugo multi-etapa, y la última compresión se realiza en conjunto con la expansión para frenar esta y aprovechar la energía que genera la expansión para comprimir el nitrógeno. Los compresores y la turbina son equipos centrífugos horizontales también convencionales, unidos por un engranaje o un eje común para transmitirse la energía.

El *Compander* (figura 19) es una única unidad cuya tercera etapa de compresión está unida al engranaje del compresor principal y ayudado por la turbina de expansión, lo que le hace un compresor robusto e integrado. Como consecuencia de la unión, la turbina actúa como freno, y las etapas de compresión son así accionadas por un único motor eléctrico y por el trabajo de la turbina de expansión.



FUENTE: Atlas Copco [22]

Figura 19: Comander para la compresión/expansión de nitrógeno

Tras cada etapa de compresión se refrigera el nitrógeno con agua marina en tres intercambiadores de carcasa y tubo, utilizando la carcasa para el nitrógeno y los tubos para el agua de mar para facilitar su limpieza. Estos intercambiadores normalmente vienen integrados en los equipos de compresión, como se ve claramente en la figura 19, y consumen en torno a 100 m³/h de agua cada uno. En el Anexo D se especifican claramente las características técnicas de estos intercambiadores.

Las dimensiones que pueden alcanzar estos compresores se muestran claramente en la figura 20, *Comander* precisamente utilizado para el proceso Mark I.



FUENTE: Hamworthy

Figura 20: Comander para el proceso Mark I

Los *Comander* pueden encontrarse con medidas de 3 m de alto, 7 m de largo y 4 m de ancho, y un peso de 45 000 kg, menor que el de la foto, independientemente de los intercambiadores que se utilicen entre etapas. Su precio oscila alrededor de los 600 000 EUR.

5.1.3 Vasija

Una vasija o tambor (*drum* en inglés) es un equipo bastante común que recoge el líquido en la parte inferior de recipiente y permite la mezcla de los componentes para

así controlar las condiciones de temperatura, fracción de vapor y caudal a la entrada de los equipos.

Los compresores no deben funcionar con líquidos puesto que éste desgastaría las juntas y los alabes inutilizándolo. Del mismo modo, el intercambiador de placas y aletas requiere una diferencia entre temperaturas de entrada muy restrictiva que evite el estrés térmico de las placas de aluminio del que se compone.

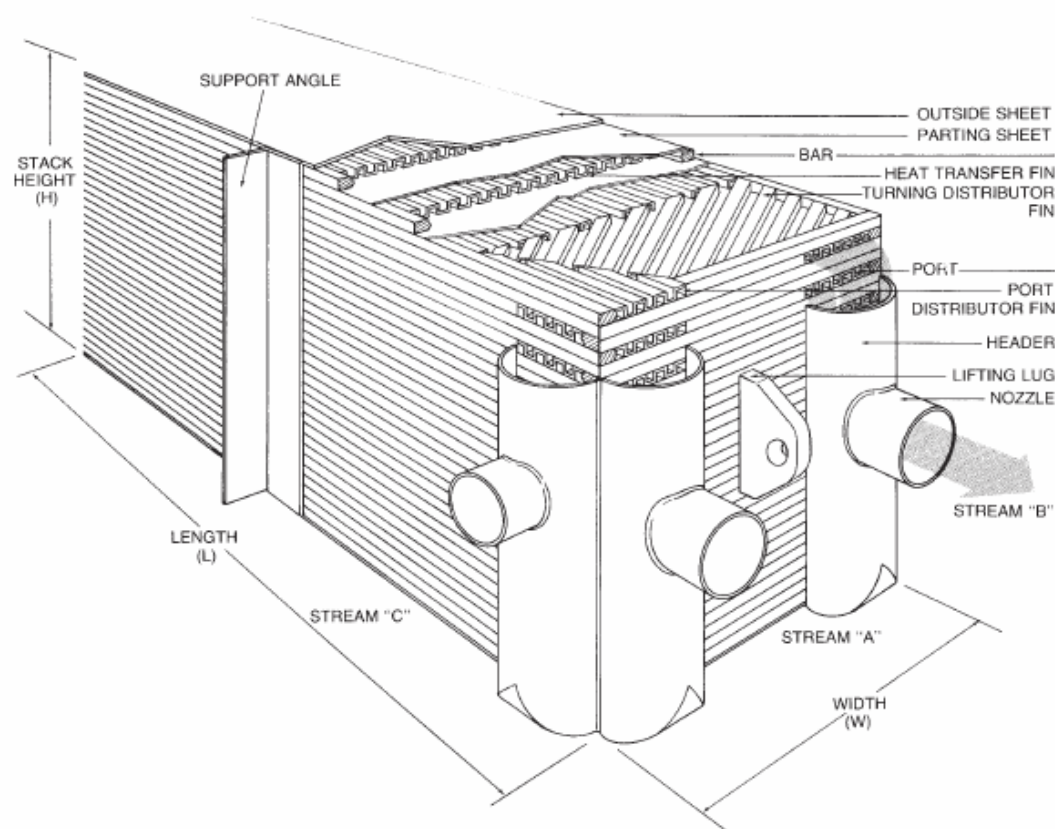
Estos equipos al ser tan sensibles requieren de la vasija para controlar el paso de la corriente principal y evitar el fallo de la planta.

5.1.4 Intercambiador criogénico

Los compresores criogénicos de placas están contruidos de aluminio bajo condiciones de soldadura a vacío. Las características compactas y ligeras de este intercambiador le hacen más favorable para ahorrar espacio y costes en la instalación. Tiene un tamaño un 20 % menor que los intercambiadores de acero de carcasa y tubo, y pesan bastante menos.

Las aleaciones utilizadas son de aluminio ya que mejoran el intercambio energético entre corrientes. Esto a su vez se ve favorecido por la gran superficie de intercambio debido a la utilización de aletas y la disposición de las placas. Esto se ve muy bien en la figura 21.

Los fabricantes ofrecen varias alternativas en la forma de las aletas, lo que da mucha versatilidad al intercambiador. El intercambiador incorpora además múltiples entradas de corrientes y la capacidad de poder acoplarse en serie con otros de la misma forma.



FUENTE: Chart Energy & Chemicals [24]

Figura 21: Intercambiador criogénico de placas y aletas

La mayor eficiencia de estos intercambiadores es debida a la gran superficie de intercambio que contienen por unidad de volumen frente a otros, derivada del uso de aletas, llegando a una relación de $1\,400\text{ m}^2/\text{m}^3$ aproximadamente.

Son extremadamente compactos y permiten el paso de corriente según se requiera: contracorriente, corriente cruzada ó en paralelo.

Para la planta se requieren tres intercambiadores en paralelo, cuya longitud total sería 1,9 m y con una sección de 0,3 m x 0,4 m, con una superficie de transmisión de calor de al menos 751 m^2 , lo que hace una relación de $3\,300\text{ m}^2/\text{m}^3$ en total. Su precio suele oscilar en torno a 200 000 EUR. El intercambiador debe disponerse en vertical y las

aletas que utilice pueden ser serradas o perforadas. Adicionales especificaciones se dan en el Anexo D.

Como es habitual, el intercambiador se sitúa en el interior de una *cold box* (caja fría) de acero al carbono rellena de aislante (perlita). Es una alternativa económica que sirve para contener tuberías, separadores y válvulas aisladas, de forma compacta y fácil de instalar, que aísla los equipos criogénicos del entorno. En este caso incluiría los tres intercambiadores de placas y aletas, un separador y las tuberías necesarias. La caja podría tener 3 m de ancho, 2 m de largo y 6 m de alto, depende del diseño final. Estos intercambiadores pueden examinarse en los periodos de carena durante la revisión del buque.

Téngase en cuenta que si bien el flujo del refrigerante y la energía del intercambiador son significativamente menores que en otros ciclos, sin embargo la superficie de transferencia de calor debe ser amplia, debido principalmente a que el coeficiente de transferencia de calor del refrigerante es también mucho menor en estos procesos. La mayor parte de la superficie se dedica al servicio del gas con flexibilidad en la orientación de las corrientes, lo que permite plantear el núcleo del intercambiador según sea necesario y conformar y diseñar mejor la planta.

5.1.5 Intercambiadores de carcasa y tubo

Los intercambiadores de este tipo se rigen normalmente por el código TEMA (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 6th ed., 1978). Los diseños de la TEMA clase R se utilizan para requerimiento de aplicaciones de petróleo y procesos relacionados.

Para la refrigeración del nitrógeno tras las etapas de compresión se requieren tres intercambiadores de calor sobre los cuales se utilice agua de mar para disminuir la temperatura. Se ha realizado el diseño de los intercambiadores con agua de mar de sólo uno de ellos, el más desfavorable, considerándose los otros dos de las mismas

características. Se ha elegido por razones de limpieza el paso del agua por el interior de los tubos. Los intercambiadores de acero al carbono diseñados contienen 154 tubos de 5,4 m de longitud, 15 mm de diámetro interior y 19 mm de diámetro exterior. La longitud total del intercambiador es de 6,35 m. El peso oscila las dos toneladas para cada intercambiador.

En cuanto a la limpieza se puede utilizar el agua de mar en el lado del tubo para que el mantenimiento sea más cómodo. Los diseños en la clasificación TEMA son de tipo AEL, con cubierta extraíble, un único paso en la carcasa y boquilla fija pero extraíble como la cubierta, diseño que facilita la limpieza y abarata las piezas de repuesto.

5.1.6 Separador gas/líquido y tanque de nitrógeno

El tanque de nitrógeno es necesario para suministrar, almacenar y acondicionar adecuadamente el nitrógeno que se vaya a utilizar. Es aconsejable que se incluya una unidad de tratamiento para eliminar el oxígeno del aire y mantener el nitrógeno con la máxima pureza. Un tanque adecuado de nitrógeno puede medir unos 7 m de largo y 0,5 m de diámetro.

El separador se incluye al final de ciclo para eliminar la posible fracción de incondensables que puede surgir como consecuencia de la refrigeración. El gas se compone de nitrógeno que se envía al acondicionador a la entrada de la planta o a la CGU para eliminarse. Es indispensable, puesto que la planta relicua parcialmente y se obtiene una mezcla de fases.

5.2 Descripción de la instalación

5.2.1 Disposición

La instalación en un buque membrana es bastante sencilla si se coloca la planta en la cubierta del barco. El problema se presenta cuando se considera un buque tipo MOSS que tiene un flujo mayor de gas evaporado. La instalación en este caso requiere aprovechar y adaptar más el espacio debido a las esferas y el limitado espacio en cubierta.

Para que los equipos puedan instalarse de forma compacta en un buque tipo MOSS, se piensa que la mejor opción es su instalación en la sala de maquinaria de carga, que es el espacio comprendido entre dos tanques esféricos de GNL, como se muestra en la figura 22 en la cubierta del barco.



FUENTE: (modificada) AGN chile [23]

Figura 22: Buque tipo MOSS

El espacio comprendido entre éstos es lo suficientemente amplio como para albergar una planta con pocos equipos como la que se considera. En la figura 23 y la figura 24 se muestra una posible distribución de la planta en un buque metanero tipo MOSS para albergar la planta Jamal, que contenía el mismo número de equipos que los que se utilizan en la planta diseñada.

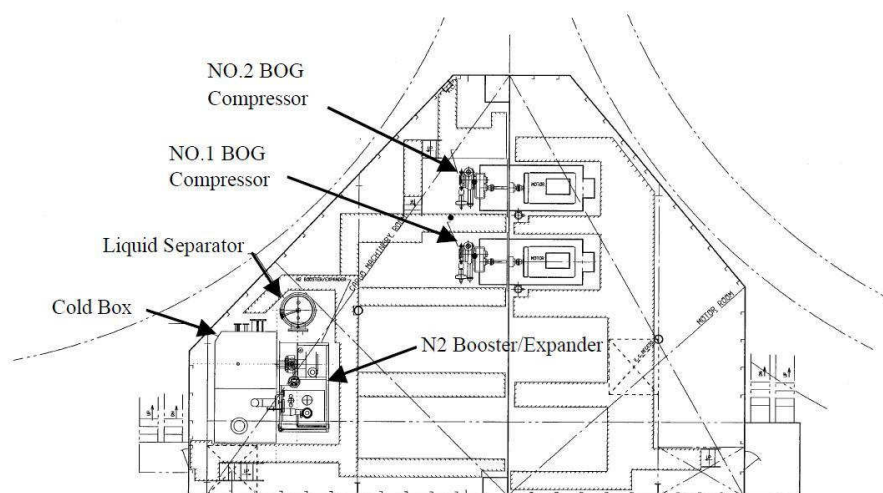


Figura 23: Planta del buque

El hecho de utilizar el doble de compresores, para cumplir las exigencias de seguridad y redundancia de estos equipos, dificulta el aprovechamiento del espacio, pero los equipos son lo suficientemente compactos como para que se puedan agrupar en una sola zona del buque.

La figura 24 muestra la vista lateral de la planta e ilustra la utilización de un compresor de nitrógeno separado de la turbina de expansión. El compresor se sitúa en la sala del motor para aprovechar la fuerza de la turbina de vapor, pero incrementa las pérdidas por transporte del gas. Es recomendable frente al *comander* si se quieren aprovechar las turbinas.

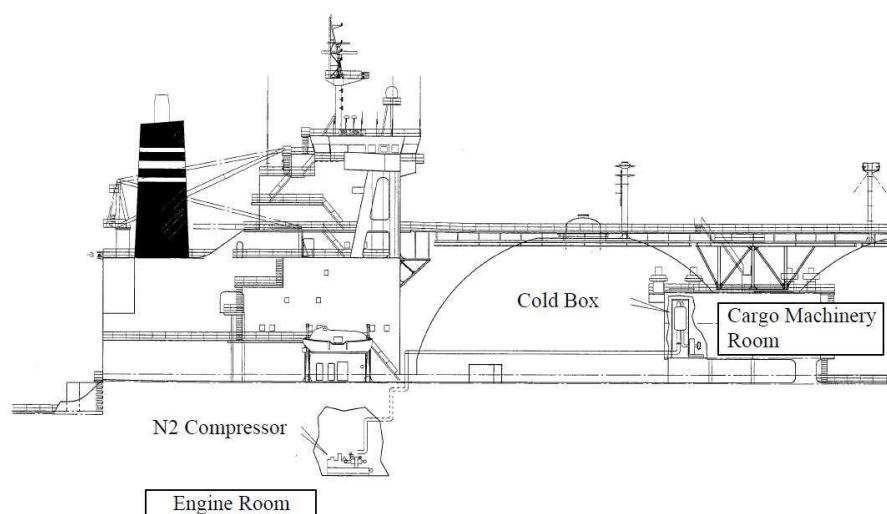


Figura 24: Vista lateral del buque

El compresor *compander* es significativamente más compacto que la consideración por separado que utiliza Jamal. Este equipo incorpora además los intercambiadores de carcasa y tubo de agua de mar, necesarios para la refrigeración y no requiere espacio adicional para ellos. Al necesitarse dos para la redundancia pueden instalarse juntos y con la misma distancia a la caja fría.

Los intercambiadores de placas y aletas, junto con el separador, se instalan en conjunto en la caja fría, diseñada para aislar térmicamente y dar un diseño más compacto. La vasija de GNL se recomienda instalarlo cerca de la caja fría y más aún de los compresores, para facilitar el acceso de los fluidos y reducir las pérdidas generadas por el calor.

En general, los cuatro equipos, vasija, compresores de BOG, *companders* y caja fría pueden instalarse fácilmente en esta zona del barco tipo MOSS, reduciendo las distancias entre ellos y haciendo de la planta un sistema muy compacto.

5.2.2 Seguridad y control

Para que se garantice la seguridad en el barco todas las operaciones que se llevan a cabo en él, desde el control del estado de la carga (temperatura, presión y nivel de líquido en los tanques de carga), hasta la propia navegación, se realizan y controlan desde tres zonas distintas del buque: el puente de mando, la sala de control de la carga y los sistemas de control en los equipos. Los tres sistemas están interconectados entre sí con programas informáticos.

Es recomendable el uso de tanques de almacenamiento de nitrógeno con unidades de tratamiento que optimicen la pureza y sequedad del refrigerante. El agua en el refrigerante puede bloquear las bocas de paso a los intercambiadores al formarse hielo y el mercurio afectar al material de intercambio que normalmente es aluminio. Además, hay una pérdida neta de refrigerante a través de los sellos de los compresores y las turbinas de expansión que debería ser considerada.

Se aconseja la utilización de la unidad de tratamiento del refrigerante porque un proceso de compresión y expansión implica un incremento constante de la densidad debido a la compresión y al enfriado neto, y además una pérdida de refrigerante a través de los sellos de los compresores y turbinas debido a las juntas y sistemas de unión. Normalmente las instalaciones en alta mar ya incluyen este tipo de procesos que se encargan de la separación de nitrógeno e incluyen instrumentos de tratamiento de aire.

La instalación se coloca en un buque, por lo que se debe tener en cuenta los efectos que el movimiento de vaivén del barco produce sobre los equipos. Los equipos giratorios incluyen todos los procesos de seguridad y control necesarios para la supervisión de los mismos durante el balanceo del barco. Los compresores y los intercambiadores de carcasa y tubo son ampliamente utilizados en plantas en el mar y en los barcos de GLP y GNL por lo que está ampliamente probada su utilidad en marina.

El intercambiador de placas y aletas, que reúne condiciones muy favorables para la instalación, tiene una frecuencia de vibración más alta que la frecuencia de vibración del buque, por lo que no produce resonancia con las vibraciones del casco y no habría ningún problema. Además, el refrigerante se encuentra en estado gaseoso en todo el proceso sin cambiar de fase, y no es sensible a la inclinación del equipo a la hora de intercambiar el calor.

5.2.3 Redundancia

Como es sabido, la planta debe cumplir con unos requisitos exigidos de seguridad que corrija el fallo de algunos componentes de la planta.

Como la planta de relicuefacción se utiliza para controlar el exceso de presión que se deriva del exceso de gas producto de la evaporación natural, si la planta fallase por cualquier motivo, la presión en los tanques debería controlarse de manera alternativa, lo cual resultaría en la pérdida de producto, pues el BOG sobrante sería quemado en la unidad de venteo en caso de no utilizar turbinas de vapor o gas para la propulsión.

Para asegurar una alta fiabilidad de la planta de relicuado con el menor coste posible deben considerarse tres opciones: o bien configurar la planta para obtener una redundancia óptima, o bien realizar mantenimiento preventivo durante los periodos en los que se encuentre en puerto y en mar, o por último realizar reparaciones durante los trayectos, con las piezas de recambio necesarias almacenadas en el propio buque. En el presente proyecto se ha optado por la redundancia óptima.

Para reducir los costes, una de las mejores alternativas es instalar una unidad de combustión de gas CGU junto con la redundancia adicional para la planta. El código internacional de buques de gas (IGC, *International Gas Carrier*) exige que la redundancia de los equipos sea suficiente para mantener el control en la presión de los tanques, por lo que se requiere el doble de aparatos rotatorios y una unidad de combustión de gas. En el caso de que se emplee una turbina de vapor como método

de propulsión la CGU podría no ser necesaria, dirigiendo el exceso de BOG hacia la caldera de combustión y utilizando éste como combustible.

El efecto de utilizar una CGU es que reduce considerablemente los costes de capital en la inversión inicial, cumpliendo con la capacidad en modo de espera necesaria, que se basa en una redundancia de 1x100 % para la planta de relicuefacción junto con la CGU, y es suficiente para satisfacer los requisitos de una planta de GNL, pero a la vez es la mínima exigida en los buques de gas y tiene el inconveniente de desaprovechar el gas.

Capítulo 6 CONCLUSIONES

La desconexión del sistema de propulsión de la función de control de presión del tanque a través de la introducción de una planta de relicuefacción es uno de los mayores retos en el diseño de barcos tradicionales, pero a la vez es una motivación para adoptar nuevos sistemas de propulsión y permitir la gestión de la velocidad separadamente de la gestión del BOG para el control de la presión en los tanques.

Experiencias personales han remarcado la satisfacción que produce poder viajar a casi cualquier velocidad sin tener que preocuparse por la presión en el interior del tanque, simplificando el trabajo de toda la tripulación [12]. Además, se produce un beneficio económico al vender prácticamente la misma cantidad de producto, enriqueciéndose en algunos casos.

Sin embargo, para que exista una verdadera rentabilidad, es necesario que el precio de los combustibles alternativos al BOG utilizados para la propulsión sean en relación a éste más bajo que aquel. En caso contrario, pese a la poca inversión inicial que requiere la planta, el sistema no amortizaría el coste de capital invertido.

Capítulo 7 REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA

7.1 Referencias electrónicas

- [1] OECD/EIA (2009): “World energy outlook, resumen ejecutivo”.
- [2] CNE (2009): “Información básica de los sectores de la energía”.
- [3] QUEROL, Enrique (2007): “Gases combustibles, transporte marítimo”.
- [4] RÜHL, Christof (2009): “BP statistical review of world energy, speech”.
- [5] RÜHL, Christof (2010): “BP statistical review of world energy, speech”.
- [6] BP (2010): “BP statistical review of world energy, natural gas”.
- [7] SEDIGAS (ca. 2009): “El gas en el mundo”.
- [8] SEDIGAS (ca. 2009): “El gas en España”.
- [9] CORES (2010); Boletín estadístico de hidrocarburos” nº 146 (enero), apartado 4.
- [10] HATANAKA, Norio; YONEYAMA, Hisaichi; IRIE, Toshikazu; MIHASHI, Takashi; OKA, Masaru y OHMORI, Motohiro (ca. 2001): “A challenge to advanced LNG transport for the 21st century - LNG Jamal: New LNG carrier with reliquefaction plant”.
- [11] GERDSMEYER, K-D.; HARRY ISALSKI, W. (ca.2004): “On-board reliquefaction for LNG ships”.
- [12] RICHARDSON, Andy J.; AL-SULAITI, Abdullah (ca. 2006): “Construction and performance of the world's largest LNG ships”.
- [13] HAMWORTHY GAS SYSTEMS AS (ca. 2008): “LNG systems for marine application”.

- [14] HAMWORTHY GAS SYSTEMS AS (2009): "Optimizing and scaling up the Brayton nitrogen refrigeration cycle for offshore and onshore LNG applications".
- [15] ANDERSON, Thomas N.; EHRHARDT, Mark E.; FOGLESONG, Robret E.; BOLTON, Tom; JONES, David y RICHARDSON, Andy J.(2009): "Shipboard reliquefaction for large LNG carriers".
- [16] CRYOSTAR (2007): "Special report reliquefaction system EcoRel" en Cryostar Magazine nº 10 (otoño).
- [17] HAMWORTHY GAS SYSTEMS AS (ca. 2010): "LNG fuel gas systems".
- [18] MAN DIESEL (ca. 2009): "ME-GI dual fuel MAN B&W engines: A technical, operational and cost-effective solution for ships fuelled by gas".
- [19] TGE MARINE GAS ENGINEERING (ca. 2010): "Fuel gas compression and excess boil-off gas reliquefaction for dual fuel LNG carriers".
- [20] QUEROL, E.; GONZALEZ-REGUERAL, B.; GARCÍA-TORRENT, J. y GARCÍA-MATÍNEZ, M.J. (2010): "Boil off gas (BOG) management in Spanish liquid natural gas (LNG) terminals", disponible en www.elsevier.com/locate/apenergy
- [21] ATLAS COPCO (2208): "SC and TP series: process-engineered centrifugal compressors".
- [22] ATLAS COPCO (2009): "Mastering the elements".
- [23] AGNCHILE (2004): "Asociación de distribuidores de gas natural: gas natural licuado".
- [24] CHART ENERGY & CHEMICAL, INC. (2009): "Installation, operation, and maintenance instructions for chart brazed aluminum plate-fin heat exchangers, core-in-kettle and transitions joints".
- [25] ALPEMA (2000): "The standards of the brazed aluminum plate-fin heat exchanger manufacturers' association", segunda edición.

[26] CNE (en línea) 2010-03-01: “Informe mensual de supervisión del mercado mayorista de gas”, (marzo).

[27] MAN B&G (en línea) ca. 2010: “LNG carriers propulsion by ME engines and reliquefaction”.

[28] KWANG PIL, Chang; RAUSAND, Marvin y VATN, Jorn (en línea) 2007: Reliability assessment of reliquefaction systems on LNG carriers”, disponible en www.elsevier.com/locate/ress.

7.2. Bibliografía

Toda la bibliografía es de carácter electrónico

AIR PRODUCTS AND CHEMICALS, INC. (2008): “LNG technology”, disponible en <http://www.airproducts.com>

ATLAS COPCO (2008): “GT and T series: process-engineered centrifugal compressors”, disponible en <http://www.atlascopco.com/us/>

ATLAS COPCO (2008): “LNG solutions: innovation driving a global growth market”.

ATLAS COPCO (2008): “Proven power: centrifugal compressors for fuel gas boosting”.

ATLAS COPCO (2008): “The H-series: powering reliable operations”.

ATLAS COPCO (2009): “Driving expander technology”.

BARCLAY, Michael; DENTON, Noel (2005): “Selecting offshore LNG processes”, disponible en http://www.fwc.com/publications/tech_papers/files/LNJ091105p34-36.pdf

CHART ENERGY & CHEMICAL, INC. (2008): “LNG experience”, disponible en <http://www.chart-ind.com>

CHART ENERGY & CHEMICAL, INC. (2009): "Braze aluminum heat exchangers".

CHART ENERGY & CHEMICAL, INC. (2009): "Cold box installation, operation, and maintenance".

CHART ENERGY & CHEMICAL, INC. (ca. 2009): "Aluminum plate-fin heat exchangers".

CHELLINI, Roberto (2008): "Laby-GI compressor developed for LNG carrier service", disponible en <http://www.burckhardtcompression.com>

CONOCO PHILLIPS (2009): "Optimized cascade process", disponible en <http://lnglicensing.conocophillips.com>

DÜBI; Rainer (2009): "Economic BOG handling solutions for FLNG applications", disponible en <http://www.burckhardtcompression.com/content-n128-sE.html>

GENERAL ELECTRIC (2005): "Centrifugal and axial compressors", disponible en http://www.geoilandgas.com/businesses/ge_oilandgas/en/prod_serv/prod/compressors/en/cent_comp.htm

GUPTA, Prabhat Kumar; KUSH, P.K. y TIWARI, Ashesh (2006): "Design and optimization of coil finned-tube heat exchangers for cryogenic applications", disponible en www.elsevier.com/locate/cryogenics.

HATANAKA, Norio; YONEYAMA, Hisaichi e IRIE, Toshikazu (ca. 2001): "The first BOG reliquefaction system on board ship in the world "LNG Jamal"", disponible en http://www.igu.org/html/wgc2003/WGC_pdffiles/10410_1045203324_415_1.pdf

IACS (2008): "Interpretation of the IMCO code for the construction and equipment of ship carrying liquefied gases in bulk", disponible en http://www.iacs.org.uk/document/public/Publications/Unified_interpretations/PDF/Ul_GC_pdf164.pdf

KWANG PIL, Chang et al. RAUSAND, Marvin et al. VATN, Jorn (2007): "Reliability assessment of reliquefaction systems on LNG carriers", disponible en www.elsevier.com/locate/ress.

MAN B&G (ca. 2010): "LNG carriers propulsion by ME engines and reliquefaction", disponible en <http://www.mandieselturbo.com>

MARKUSSEN, Dan (2004): "The care and feeding of brazed aluminum heat exchangers", disponible en <http://e-ditionsbyfry.com/>

NORDON CRYOGENIE (ca. 2009): "A world of exchange", disponible en <http://www.nordon-cryogenie.com/>

PAZ, Nuria (ca. 2006): "Buques metaneros, un negocio de alta mar", disponible en <http://portal.gasnatural.com>

PILLARELLA, Mark et al. LIU, Yu-Nan et al. PETROWSKI, Joseph et al. BOWER, Ronald (ca. 2007): "The C3MR liquefaction cycle: versatility for a fast growing, ever changing LNG industry", disponible en <http://www.lngpedia.com>

SÁNCHEZ BARRIOS, Rocío (ca. 2008): "Buques metaneros, transporte bajo cero", disponible en <http://portal.gasnatural.com>

SANDSTRÖM, Robert E. et al. BRAY, William H. et al. BOURGOYNE, Dwayne A. (ca. 2006): "New sloshing assessment methodology for membrane tanks in LNG carriers", disponible en <http://www.kgu.or.kr/>

SHIN, Younggy; PYO LEE, Yoon (2008): "Design of a boil-off natural gas reliquefaction control system for LNG carriers", disponible en www.elsevier.com/locate/apenergy.

SKJEGGEDAL, Olve for GASTECH (2009): "Optimizing and scaling up the Brayton nitrogen refrigeration cycle for offshore and onshore LNG applications", disponible en <http://www.hamworthy.com/Products-Systems/Oil-Gas/Gas-Systems/FLNG/>

THE LINDE GROUP (2009): "LNG technology", disponible en <http://www.linde.com/>

THE LINDE GROUP (2009): "Looking inside...plate-fin versus coil-wound heat exchangers".

THE LINDE GROUP (ca. 2009): "Aluminum plate-fin heat exchangers".

TIMMERHAUS, K.D.; RIZZUTO, Carlo (ca. 2008): "Cryogenic mixed refrigerant processes", disponible en <http://www.springer.com>

7.3 Direcciones electrónicas

<http://www.alpema.org/index.html>, Asociación de fabricantes de intercambiadores de calor de aluminio de placas y aletas soldados.

http://www.atlascopco-gap.com/boil_off_gas_compressor/start.html, descripción de un compresor de boil-off.

<http://www.bahiasdebizkaia.com/bbg/cas/index.aspx>, información sobre la planta de regasificación BBG en Vizcaya.

http://www.linde-engineering.com/en/plant_components/plate_fin_heat_exchangers/index.html,

Información sobre intercambiadores de placas y aletas.

<http://www.saggas.com/>, información sobre la planta de regasificación Saggas en Sagunto.

http://www.linde-engineering.com/en/plant_components/plate_fin_heat_exchangers/index.html,

Información sobre intercambiadores de placas y aletas.

PLANTA DE RELICUEFACCIÓN EN BUQUE METANERO

DOCUMENTO 2: ESTUDIO ECONÓMICO

Capítulo 1 PRESUPUESTO

Se ha consultado a los fabricantes sin obtener respuesta, debido a la complejidad de los equipos y el seguimiento exclusivo que se ofrece, por lo que ha sido necesario realizar una estimación del coste de algunos de los equipos, mediante los valores proporcionados por el simulador correspondiente, o bien acudiendo a datos externos.

Los intercambiadores de carcasa y tubo resultan en 22 000 USD.

Otros equipos, como el tanque de almacenamiento de nitrógeno y el separador sólido-líquido no ascienden a más de este total, debido a su mayor sencillez. El precio de los intercambiadores se sabe que se incrementa por la fabricación, de carácter mucho más complejo que las vasijas debido a la cantidad de tubos que requieren ser instalados. Como consecuencia se estima para cada uno en torno a la mitad del valor del intercambiador, en conjunto con la bomba el coste se eleva hasta los 20 000 USD.

En cuanto al resto del equipamiento se han considerado las estimaciones realizadas en un artículo publicado en ScienceDirect [28]. Adicionalmente se considera la inversión necesaria para cumplir los objetivos de redundancia exigidos por la IGC.

La unidad de intercambio de placas y aletas se ha multiplicado por un factor, ya que se utilizan tres cambiadores en serie. El factor utilizado es la relación entre las relación de superficie de intercambio y volumen que necesita la planta y la que se considera de referencia de $1\,400\text{ m}^2/\text{m}^3$.

También se quiere recordar que en los *compander* de nitrógeno se incluyen los intercambiadores de agua de mar necesarios para la refrigeración después de cada etapa de compresión, por lo que no tienen que ser considerados de nuevo.

En la tabla 1 se recoge toda esta información y se completa con un presupuesto general de la planta, considerando la redundancia y la mano de obra que costaría la instalación.

Tabla 1: Inversión inicial

Inversión				
Equipos	Coste en dólares	Coste en euros	Redundancia	Costes finales
Compresores BOG	350 000,00 \$	253.623,19 €	2 x100%	507.246,38 €
Intercambiador criogénico	280 000,00 \$	202.898,55 €	1 x100%	202.898,55 €
Compander	850 000,00 \$	615.942,03 €	2 x100%	1.231.884,06 €
Tuberías e instrumentación	660 000,00 \$	478 260,87 €	1 x100%	478 260,87 €
Intercambiadores	60 000,00 \$	43 478,25 €	1 x100%	43 478,25 €
Otros equipos	20 000,00 \$	14 492,75 €	1 x100%	14 492,75 €
Unidad de combustión	2 000 000,00 \$	1 449 275,36 €	1 x100%	1 449 275,36 €
Mano de obra	Coste en dólares	Coste en euros		Costes finales
Construcción e instalación	6 000 000,00 \$	4 347 826,09 €		4 347 826,09 €
Total de la inversión				8 275 362,31 €

Divisa 1,38 \$ / € mar-10

Capítulo 2 AHORRO ECONÓMICO

Lo más característico de la instalación de una planta de relicuefacción en un buque no es la inversión que supone, sino el ahorro que se consigue conservando el GNL de valor económico más elevado utilizando otro tipo de combustible más barato.

En marina es muy utilizado el fuelóleo obtenido del crudo pesado, con poco valor económico y puede servir como una estimación. Se estima adecuado utilizar una comparación similar utilizando otro combustible de mejor calidad, como el gasóleo, que en el momento en que se decida instalar motores diesel en lugar de turbinas de propulsión, puede mejorar mucho los costes de operación durante los viajes de ida y vuelta.

La estimación se hace en función de un buque de tamaño medio, de 140 000 m³ de capacidad, con una velocidad media de 19 kn (nudos) equivalente a 9,7 m/s (1 kn = 0,5144 m/s).

Los transportes a España se realizan principalmente desde Nigeria, Qatar o Trinidad y Tobago, países que por mar pueden distar cerca de los 9 000 km de distancia. Se ha tenido en cuenta esta distancia pese a que se importa GNL de lugares más cercanos como Libia o Egipto, pero la mayoría de importaciones de GNL proceden de aquellos.

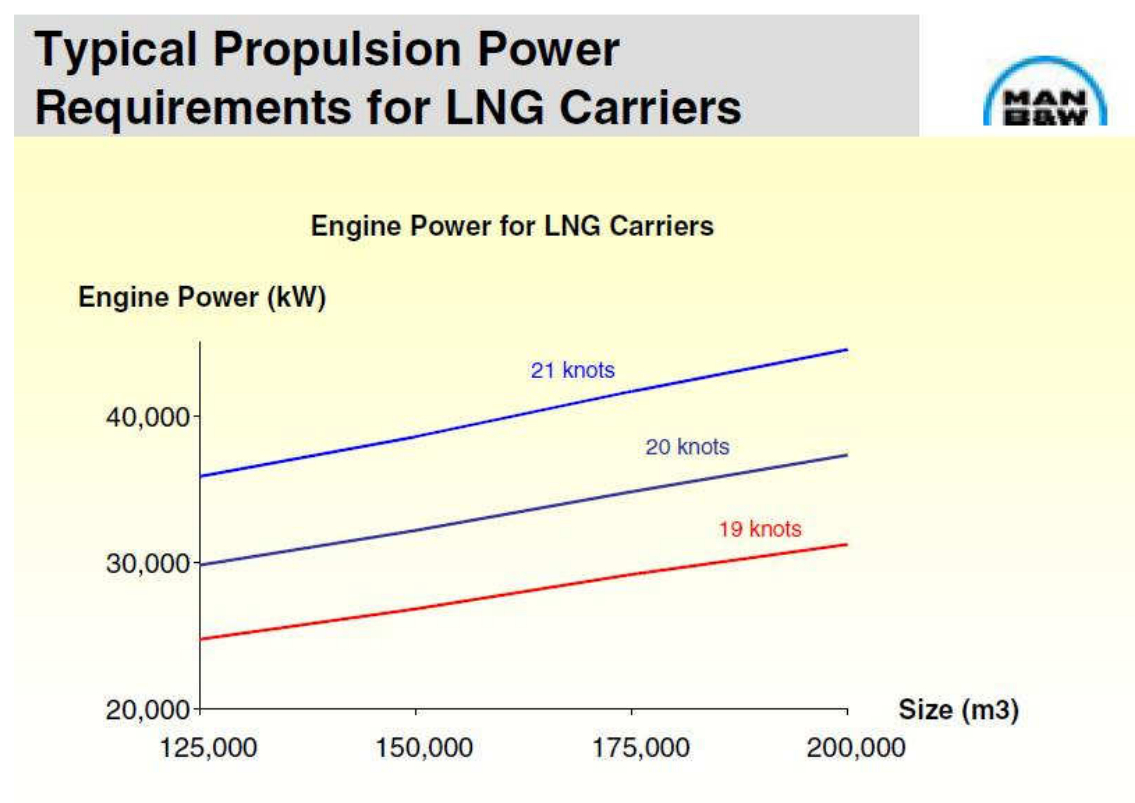
En cuanto a los precios, han variado mucho en estos últimos años, sobre todo por el descenso de la crisis de 2008, pero ya se están recuperando. El Brent a fecha de marzo de 2010 se encontraba en torno a los 35 EUR/MWh según la CNE. En cuanto al gas natural, el índice Henry Hub se encontraba prácticamente en el mínimo de enero, siendo en marzo de 9,91 EUR/MWh, según la misma fuente.

En España, el gas frontera ligado al crudo se mantiene en cierta manera más alto, 17,7 EUR/MWh ese mismo mes según recoge la CNE

[26].

Para la estimación de los precios del fuelóleo y del gasóleo se ha tomado como referencia los datos utilizados en el estudio económico que realizó MAN B&W, 150 USD/t para el fuelóleo, y un 22 % más caro para el gasóleo, es decir, 183 USD/t. Estas cifras son meras estimaciones, pero se entiende que para la propulsión marina se utilicen combustibles mucho más pesados y de peor calidad que los gasóleos y fuelóleos comerciales.

Según la figura 1, un metanero de la capacidad antes señalada debe consumir para su transporte una potencia de 26 000 kW.



Fuente: MAN B&W [27]

Figura 1: Consumo de potencia de buques metaneros para 19, 20 y 21 nudos

Además se ha considerado que los sistemas auxiliares pueden consumir alrededor de 3 000 kW. Si se considera la opción de utilizar motores de propulsión diesel, la

consecuencia en el rendimiento es asombrosa. Una turbina de vapor tiene un rendimiento térmico del 35 %, mientras un motor diesel puede llegar al 50 %. Motores más pequeños para los sistemas auxiliares se han estimado con un rendimiento del 45 %.

A continuación se adjuntan los datos de este ahorro económico en la tabla 2 y más adelante en las tabla 3 y tabla 4 se valora el ahorro económico que supondría la utilización de la planta en un buque de 140 000 m³ para un viaje de ida y vuelta.

Tabla 2: Datos para los costes de operación

Rendimiento turbina de vapor	0,3
Rendimiento motor diesel	0,45

Tabla 3: Consumos de potencia y costes de combustible

	Turbina de vapor sin planta de relicuado		Turbina de vapor con planta de relicuado		Motor diesel con planta de relicuado	
Consumo de Potencia						
Motor						
Cargado	26 000,00	kW	26 000,00	kW	26 000,00	kW
	86 666,67	kW	86 666,67	kW	57 777,78	kW
Lastrado	26 000,00	kW	26 000,00	kW	26 000,00	kW
	86 666,67	kW	86 666,67	kW	57 777,78	kW
Sistemas auxiliares						
Cargado	3 000,00	kW	3 000,00	kW	3 000,00	kW
	6 666,67	kW	6 666,67	kW	6 666,67	kW
Lastrado	3 000,00	kW	3 000,00	kW	3 000,00	kW
	6 666,67	kW	6 666,67	kW	6 666,67	kW
Planta						
Cargado	-	kW	2 606,60	kW	2 606,60	kW
Lastrado	-	kW	1 303,70	kW	1 303,70	kW
Total requerido						
Cargado	93 333,33	kW	95 939,93	kW	67 051,04	kW
	336 000,00	MJ/h	345 383,76	MJ/h	241 383,76	MJ/h
Lastrado	93 333,33	kW	94 637,03	kW	65 748,14	kW
	336 000,00	MJ/h	340 693,32	MJ/h	236 693,32	MJ/h
Consumo de Combustible						
BOG disponible						
cargado	1,02	kg/s	-	kg/s	-	kg/s
	183 600,00	MJ/h	-	MJ/h	-	MJ/h
lastrado	0,41	kg/s	-	kg/s	-	kg/s
	73 800,00	MJ/h	-	MJ/h	-	MJ/h
Energía necesaria						
cargado	152 400,00	MJ/h	345 383,76	MJ/h	241 383,76	MJ/h
lastrado	262 200,00	MJ/h	340 693,32	MJ/h	236 693,32	MJ/h
Costes de operación						
Coste de FO						
cargado	404,25	€/h	916,14	€/h	-	€/h
lastrado	695,49	€/h	903,7	€/h	-	€/h
Coste de GO						
cargado	469,99	€/h	1.065,14	€/h	744,41	€/h
lastrado	808,6	€/h	1 050,67	€/h	729,94	€/h
Pérdida de GNL						
cargado	1,02	kg/s	0,12	kg/s	0,12	kg/s
lastrado	0,41	kg/s	0,05	kg/s	0,05	kg/s
Coste por pérdida						
cargado	902,7	€/h	106,2	€/h	106,2	€/h
lastrado	362,85	€/h	44,25	€/h	44,25	€/h

Tabla 4: Ahorro económico por viaje de ida y vuelta

	Turbina de vapor sin planta de relicuado		Turbina de vapor con planta de relicuado		Motor diesel con planta de relicuado	
Costes totales con Fuelóleo						
Costes de operación						
cargado	1 306,95	€/h	1 022,34	€/h	-	€/h
lastrado	1 058,34	€/h	947,95	€/h	-	€/h
Coste total por viaje	275 977,06	€	229 889,29	€	-	€
Ahorro por viaje			46 087,76	€	€	
Costes totales con Gasóleo						
Costes de operación						
cargado	1 372,69	€/h	1 171,34	€/h	850,61	€/h
lastrado	1 171,45	€/h	1 094,92	€/h	774,19	€/h
Coste total por viaje	296 845,70	€	264 422,57	€	189 578,76	€
Ahorro por viaje			32 423,13	€	107 266,93	€

PLANTA DE RELICUEFACCIÓN EN BUQUE METANERO

DOCUMENTO 3: ANEXOS

ANEXO A: TABLA DE COMPARACIÓN

TECNOLOGÍAS	Jamal	TGE	Mark I	EcoRel	Mark III	HGS Laby-GI	TGE Laby-GI
FABRICANTE	Osaka Gas, Oman LNG project	Tractebel	Hamworthy, Qatargas project	Cryostar, Qatargas project	Hamworthy	Hamworthy Burckhardt	Tractebel Burckhardt
AÑO	2000	2004	2006	2008	2008	2009	2009
CONSUMO DE POTENCIA (MW)	3	4,875	5,8	6	4,9	6	
Observaciones	A capacidad máxima	A capacidad máxima	A capacidad máxima	A capacidad máxima	A capacidad máxima	Con frecuencia variable	
Consumo unitario (fabricante) (kWh/t)	1000	780	852,94	857,14	720,59	882,35	
Consumo unitario (simulación) (kWh/t)	1193,1	666,5	824,3	917,4	937,8	1013,1	1741,67
diferencia	19,31%	-14,55%	-3,36%	7,03%	30,14%	14,82%	
SISTEMA DE PROPULSIÓN	Turbinas de vapor de hélice simple	Turbinas de vapor de hélice simple	Motor diesel de baja velocidad de hélice doble	Motor diesel de baja velocidad de hélice doble		Motor combustible dual	Motor combustible dual
ALIMENTACIÓN	Omán	Composición de carga típica	Qatargas 2 y Rasgas 3	Qatargas 2 y Rasgas 3	Qatargas 3 y 4		
BOG (t/h máx.)	3	6,25	6,8	7	6,8	6,8	
LIQUEFACCIÓN	parcial	total	parcial	Total	Parcial	parcial, aprovechable combustible	parte como combustible
BUQUES	LNG Jamal Moss		Q-Flex	Q-Max	Q-Max		
Capacidad	135.000 m3	228.000 m3	216.000 m3	265.000 m3	265.000 m3	210.000 m3	210.000 m3
Distancias	11.000 km						
TIPO DE CICLO	Brayton	Brayton	Brayton	Brayton	Brayton	Brayton	Cascada
COMPONENTES	Nitrógeno	Nitrógeno	Nitrógeno	Nitrógeno	Nitrógeno	Nitrógeno	Etileno, Propileno
EQUIPOS BOG	2 Compresores centrífugos	1 Compresor	2 Compresores centrífugos ATLAS COPCO	2 Compresores centrífugos integrados en un eje CRYOSTAR	3 Compresores centrífugos ATLAS COPCO	2 Compresores centríf. Laby-GI	Laby-GI
Observaciones	Sin intercambiadores	Condensación en rango estrecho de T	Sin intercambiadores	Sin compresores criogénicos. Intercambiador previo de nitrógeno	Intercambiador previo de nitrógeno	Intercambiador previo de nitrógeno	Compresores con inyectores de rosca para Propileno
INTERCAMB. CRIOGENICO	Intercambiador para nitrógeno. Condensador de platos y aletas	intercambiador de plato y aletas de tres corrientes CHART INDUSTRIES	intercamb. de tres corrientes NORDON CRYOGENIE	Intercamb. desuperheater de carcasa y tubo. Condensador de aletas LINDE	intercamb. de tres corrientes NORDON CRYOGENIE	intercamb. de tres corrientes NORDON CRYOGENIE	
Observaciones	Subenfriador para LNG, bomba para LNG	Bomba para LNG	Bomba para LNG	Intercambiadores aislados, no se encuentran en una caja fría. Bomba para LNG	Bomba para LNG	Bomba para LNG	
EQUIPOS REFRIGERANTE	3 Compresión 1 expansor unido al tercer compresor. Los dos primeros unidos a una turbina de vapor	3 Compresión 1 expansión, expansión y tercer compresor unidos por un eje ATLAS COPCO	3 Compresión 1 expansor unido por un eje ATLAS COPCO	3 Compresión 1 turbina de expansión criogénica en eje común CRYOSTAR "compander/1996"	3 Compresión 1 expansor unido por un eje ATLAS COPCO	3 Compresión 1 expansor unido por un eje ATLAS COPCO	Laby-GI
Observaciones	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo	Intercambiadores de carcasa y tubo, agua en el tubo
OTROS		GCU	GCU	GCU	GCU	GCU	
		tanque de nitrógeno	tanque de nitrógeno	tanque de nitrógeno	tanque de nitrógeno	tanque de nitrógeno	tanque de nitrógeno
Flujo de agua	Separador gas/liquido 300 m3/h	Separador gas/liquido 700 m3/h	Separador gas/liquido		Separador gas/liquido	Separador gas/liquido	Separador gas/liquido
Temperatura	45°C ambiente; 37°C agua	32°C agua					
DIMENSIONES				Las mismas que Mark I	7 m alto X 20,5 m ancho X 30 m largo	7 m alto X 20,5 m ancho X 30 m largo	

REDUNDANCIA	2X105% compresor, 1X105% compresor y expansor refr. 1X125% criogénico	2X100% capacidad todos los elementos giratorios, 1 caja fría, 1 tanque de N2		2X100% capacidad todos los elementos giratorios, 1 caja fría, 1 tanque de N2	1X100% capacidad de relicuado, 2X100% capacidad del compresor BOG	2X75% compresores BOG y Etileno, 2X75% compresor refrigerante
OBSERVACIONES	<p>Se debe prestar atención a la configuración de la entrada de Bog para evitar grandes tensiones térmicas.</p> <p>Por las presiones bajas la condensación se hace en un rango muy estrecho de temperaturas</p>	<p>Robusto mecánicamente, flexibilidad en la operación y facilidad de operar.</p> <p>16% de nitrógeno en BOG</p>	<p>Ligeramente subenfriado, no requiere separador G/L. Mayores contenidos de N2 si requiere.</p> <p>5,2 MW si el BOG entra a -100°C.</p> <p>La separación de la caja fría permite mayor flexibilidad, el primer equipo soporta los cambios de temperatura</p>	<p>Consumo de potencia reducido un 15% respecto a Mark I</p>	<p>Es posible cambiar de combustible para optimizar el coste.</p> <p>Incrementa la cantidad de carga tratada, mejorando los acuerdos de mercancías.</p> <p>Entrega simultanea al motor y a la unidad de tratamiento.</p> <p>Utiliza doble hélice para el desplazamiento del barco.</p> <p>Utiliza doble hélice para el desplazamiento del barco</p>	<p>Es posible cambiar de combustible para optimizar el coste.</p> <p>Utiliza doble hélice para el desplazamiento del barco.</p> <p>Incrementa la cantidad de carga tratada, mejorando los acuerdos de mercancías.</p> <p>Entrega simultanea al motor y a la unidad de tratamiento.</p> <p>Utiliza doble hélice para el desplazamiento del barco</p>

ANEXO B: SIMULACIONES Y RESULTADOS

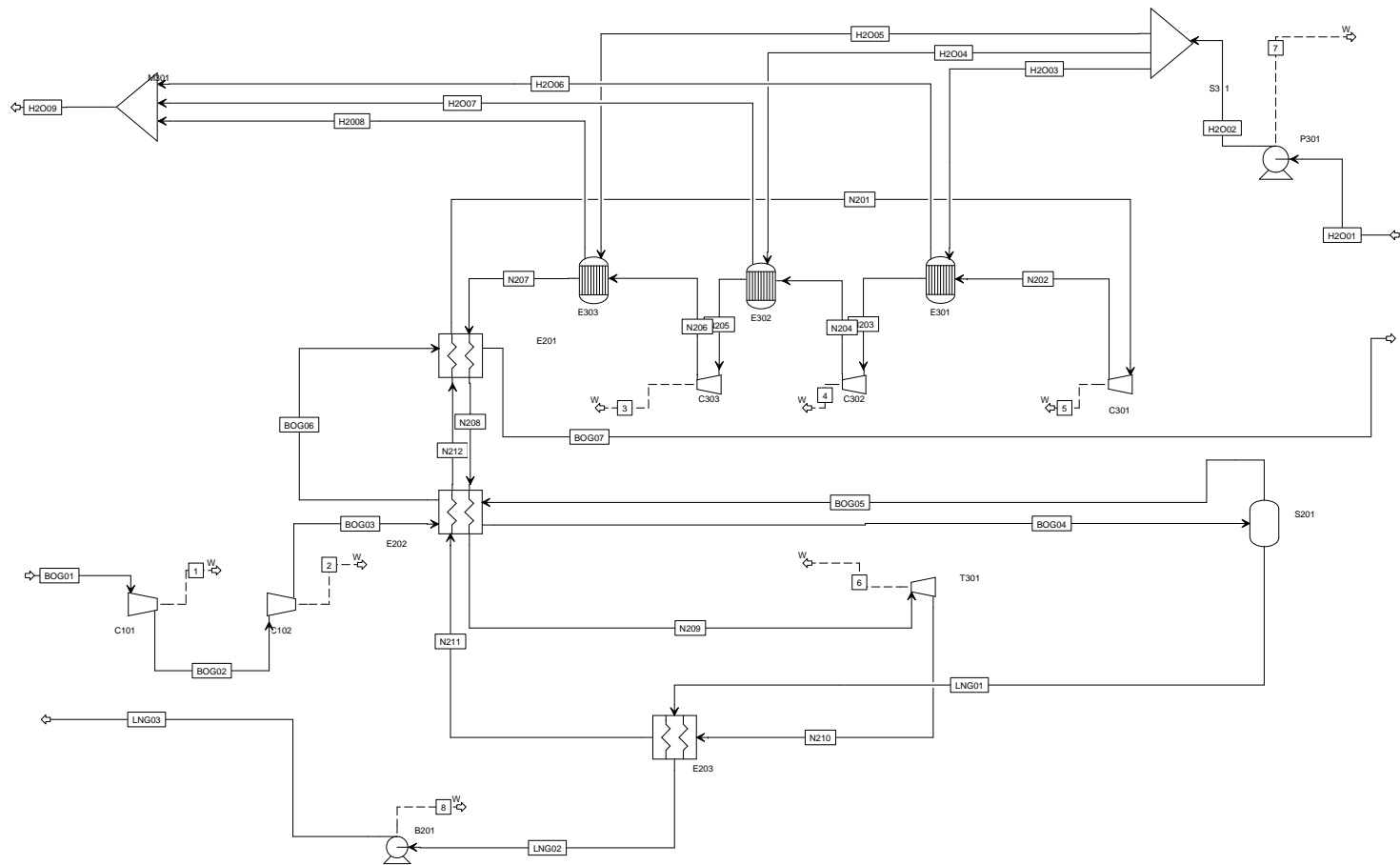
B.1 Jamal

	1	2	3	4	5	6	7	8																	
POWER Watt	173484.857	70783.2311	1689781.91	1246539.57	1190941.65	-857066.46	211814.468	18.8195123																	
SPEED																									
	BOG01	BOG02	BOG03	BOG04	BOG05	BOG06	BOG07	H2O01	H2O02	H2O03	H2O04	H2O05	H2O06	H2O07	H2O09	H2O08	LNG01	LNG02	LNG03	N201	N202	N204	N205	N207	
	C101	C102	E202	S201	E202	E201		P301	S301	E301	E302	E303	M301	M301		M301	E203	B201							
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	B201	E201	C301	C302	E302	E303	
Substream: MIXED																									
Mole Flow kmol/sec																									
N2	3.01E-03	3.01E-03	3.01E-03	3.01E-03	2.30E-03	2.30E-03	2.30E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.11E-04	7.11E-04	7.11E-04	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	
CH4	0.0471093	0.0471093	0.0471093	0.0471093	7.60E-03	7.60E-03	7.60E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0395092	0.0395092	0.0395092	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	49.95759	49.95759	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	49.95759	16.65253	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mole Frac																									
N2	0.06	0.06	0.06	0.06	0.2319811	0.2319811	0.2319811	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0176865	0.0176865	0.0176865	1	1	1	1	1	
CH4	0.94	0.94	0.94	0.94	0.7680189	0.7680189	0.7680189	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.9823134	0.9823134	0.9823134	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Flow kg/sec																									
N2	0.0842359	0.0842359	0.0842359	0.0842359	0.0643081	0.0643081	0.0643081	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0199278	0.0199278	0.0199278	18	18	18	18	18	
CH4	0.755764	0.755764	0.755764	0.755764	0.1219263	0.1219263	0.1219263	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.6338377	0.6338377	0.6338377	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	900	900	300	300	300	300	300	300	900	300	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Frac																									
N2	0.1002809	0.1002809	0.1002809	0.1002809	0.3453075	0.3453075	0.3453075	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0304815	0.0304815	0.0304815	1	1	1	1	1	
CH4	0.8997191	0.8997191	0.8997191	0.8997191	0.6546925	0.6546925	0.6546925	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.9695184	0.9695184	0.9695184	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	
Total Flow kmol/sec	0.0501163	0.0501163	0.0501163	0.0501163	9.90E-03	9.90E-03	9.90E-03	49.95759	49.95759	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	49.95759	16.65253	0.0402206	0.0402206	0.0402206	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	
Total Flow kg/sec	0.84	0.84	0.84	0.84	0.1862345	0.1862345	0.1862345	900	900	300	300	300	300	300	900	300	0.6537655	0.6537655	0.6537655	18	18	18	18	18	
Total Flow cum/sec	0.6318328	0.2378499	0.1771791	2.04E-03	0.082061	0.1389758	0.2323846	0.916212	0.9162666	0.3054222	0.3054222	0.3054222	0.3056587	0.3057431	0.917259	0.3058573	1.52E-03	1.51E-03	1.51E-03	1.383177	1.041327	0.6811611	0.5655555	0.3048046	
Temperature C	-120	-16.28266	24.49866	-145	-163.4375	-87.34464	37.5394	37	37.05987	37.05987	37.05987	37.05987	37.83712	38.11378	38.14638	38.48805	-163.4375	-166	-165.9925	37.5394	101.0947	118.5363	52.05987	52.05987	
Pressure bar	1.01	4.5	7	7	1.1	1.1	1.1	1.01325	3	3	3	3	3	3	3	3	3	1.1	1.1	1.2	12	19.2	30.72	30.72	
Vapor Frac	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	1	1	1	1	1	
Liquid Frac	0	0	0	0	1	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Enthalpy kJ/kmol	-74940.51	-71478.86	-70066.49	-82917.53	-63406.04	-60944.85	-56802.1	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-87718.05	-87879.67	-87879.2	365.2655	2218.733	2728.362	788.3672	788.3672	
Enthalpy kJ/kg	-4471.123	-4264.593	-4180.328	-4947.051	-3369.124	-3238.347	-3018.219	-15811.05	-15810.81	-15810.81	-15810.81	-15810.81	-15807.75	-15806.66	-15806.53	-15805.18	-5396.546	-5406.489	-5406.46	13.03892	79.20234	97.39462	28.14242	28.14242	
Enthalpy kW	-3755.743	-3582.258	-3511.475	-4155.523	-627.4469	-603.0917	-562.0964	-1.42E+07	-1.42E+07	-4.74E+06	-4.74E+06	-4.74E+06	-4.74E+06	-4.74E+06	-1.42E+07	-4.74E+06	-3528.076	-3534.576	-3534.557	234.7005	1425.642	1753.103	506.5636	506.5636	
Entropy J/kmol-K	-96247.32	-91430.6	-90002.98	-1.69E+05	-90712.39	-73673.63	-56664.64	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.60E+05	-1.85E+05	-1.87E+05	-1.87E+05	-19350.85	-17831.1	-20407.89	-25835.43	-30974.83	
Entropy J/kg-K	-5742.337	-5454.96	-5369.785	-10079.53	-4820.066	-3914.699	-3010.915	-8877.939	-8877.184	-8877.184	-8877.184	-8877.184	-8867.386	-8863.901	-8863.491	-8859.189	-11405.78	-11493.01	-11492.76	-690.7692	-636.5184	-728.5026	-922.25	-1105.712	
Density kmol/cum	0.0793189	0.2107057	0.282857	24.59694	0.1205895	0.0712044	0.0425832	54.52624	54.52299	54.52299	54.52299	54.52299	54.4808	54.46577	54.464	54.44543	26.48077	26.71472	26.71404	0.4645448	0.6170471	0.9433125	1.136136	2.108064	
Density kg/cum	1.329466	3.53164	4.740966	412.2694	2.269463	1.340049	0.8014061	982.3054	982.2469	982.2469	982.2469	982.2469	981.4868	981.2161	981.1842	980.8497	430.4312	434.2339	434.2228	13.01352	17.28564	26.42546	31.82712	59.05422	
Average MW	16.761	16.761	16.761	16.761	18.81974	18.81974	18.81974	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	16.25448	16.25448	16.25448	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	
Liq Vol 60F cum/sec	2.68E-03	2.68E-03	2.68E-03	2.68E-03	5.30E-04	5.30E-04	5.30E-04	0.9017345	0.9017345	0.3005782	0.3005782	0.3005782	0.3005782	0.3005782	0.9017345	0.3005782	2.15E-03	2.15E-03	2.15E-03	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	

N209	N210	N211	N212
T301	E203	E202	E201
E202	T301	E203	E202
VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR

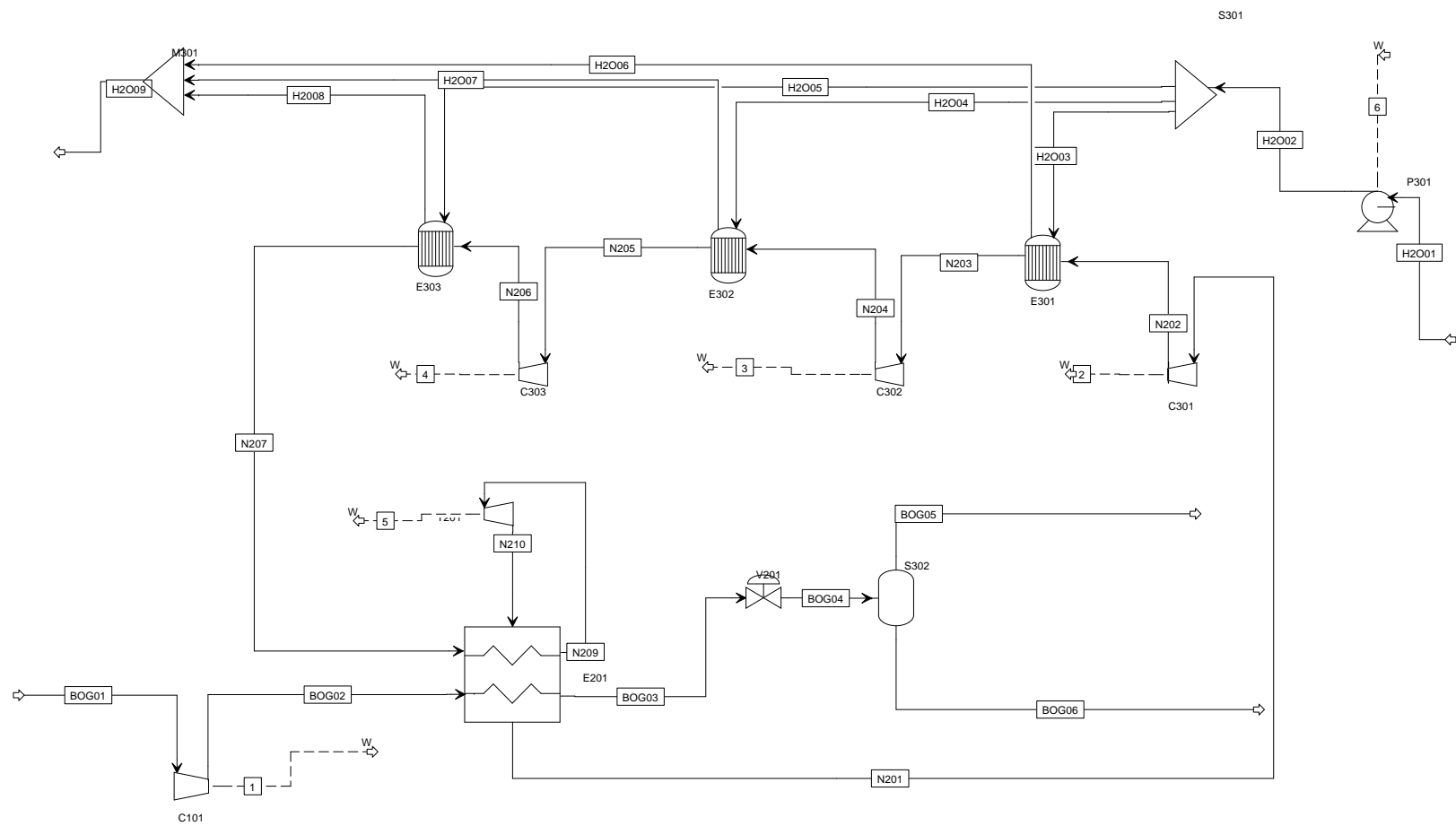
Substream: MIXED

Mole Flow	kmol/sec				
N2		0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478
CH4		0	0	0	0
C2H6		0	0	0	0
C3H8		0	0	0	0
C4H10		0	0	0	0
H2O		0	0	0	0
Mole Frac					
N2		1	1	1	1
CH4		0	0	0	0
C2H6		0	0	0	0
C3H8		0	0	0	0
C4H10		0	0	0	0
H2O		0	0	0	0
Mass Flow	kg/sec				
N2		18	18	18	18
CH4		0	0	0	0
C2H6		0	0	0	0
C3H8		0	0	0	0
C4H10		0	0	0	0
H2O		0	0	0	0
Mass Frac					
N2		1	1	1	1
CH4		0	0	0	0
C2H6		0	0	0	0
C3H8		0	0	0	0
C4H10		0	0	0	0
H2O		0	0	0	0
Total Flow	kmol/sec	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478
Total Flow	kg/sec	18	18	18	18
Total Flow	cum/sec	0.1388544	0.4608406	0.4619621	0.8271984
Temperature	C	-125	-166.5124	-166.5109	-87.34464
Pressure	bar	57	12	12	12
Vapor Frac		1	0.9688865	0.9713812	1
Liquid Frac		0	0.0311135	0.0286187	0
Solid Frac		0	0	0	0
Enthalpy	kJ/kmol	-4366.493	-5700.349	-5690.232	-3270.523
Enthalpy	kJ/kg	-155.8711	-203.4859	-203.1248	-116.7482
Enthalpy	kW	-2805.68	-3662.747	-3656.246	-2101.468
Entropy	J/kmol-K	-53863.84	-51656.49	-51561.6	-34317.32
Entropy	J/kg-K	-1922.783	-1843.987	-1840.599	-1225.029
Density	kmol/cum	4.627495	1.394295	1.39091	0.7767759
Density	kg/cum	129.6322	39.05905	38.96424	21.7602
Average MW		28.01348	28.01348	28.01348	28.01348
Liq Vol 60F	cum/sec	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134



B.2 Tractebel

POWER Watt SPEED	1	2	3	4	5	6																										
	250791.113	1334443.02	1333994.99	1333995.03	-949705.52	209331.486																										
	BOG01 C101	BOG02 E201 C101	BOG03 V201 E201	BOG04 S302 V201	BOG05 S302 VAPOR	BOG06 S302 LIQUID	H2O01 P301	H2O02 S301 P301	H2O03 S301 S301	H2O04 E302 S301	H2O05 S303 S301	H2O06 E301 E301	H2O07 M301 E302	H2O09 M301 LIQUID	H2O08 M301 E303	N201 C301 E201	N202 C301 E301	N203 C302 E301	N204 E302 C302	N205 C303 E302	N206 E303 C303	N207 E201 E303	N209 T201 E201	N210 E201 T201								
VAPOR	VAPOR	LIQUID	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR								
Substream: MIXED																																
Mole Flow	kmol/sec																															
N2	7.89E-03	7.89E-03	7.89E-03	7.89E-03	4.03E-03	3.85E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942	0.713942								
CH4	0.0797307	0.0797307	0.0797307	0.0797307	4.66E-03	0.0750725	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
H2O	0	0	0	0	0	0	49.95759	49.95759	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	16.65253	49.95759	16.65253	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
Mole Frac																																
N2	0.09	0.09	0.09	0.09	0.4639981	0.0488188	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1								
CH4	0.91	0.91	0.91	0.91	0.5360019	0.9511812	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
H2O	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1								
Mass Flow	kg/sec																															
N2	0.2208991	0.2208991	0.2208991	0.2208991	0.1129615	0.1079375	0	0	0	0	0	0	0	0	0	20	20	20	20	20	20	20	20	20								
CH4	1.279101	1.279101	1.279101	1.279101	0.0747296	1.204371	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0								
H2O	0	0	0	0	0	0	900	900	300	300	300	300	300	900	300	900	300	0	0													



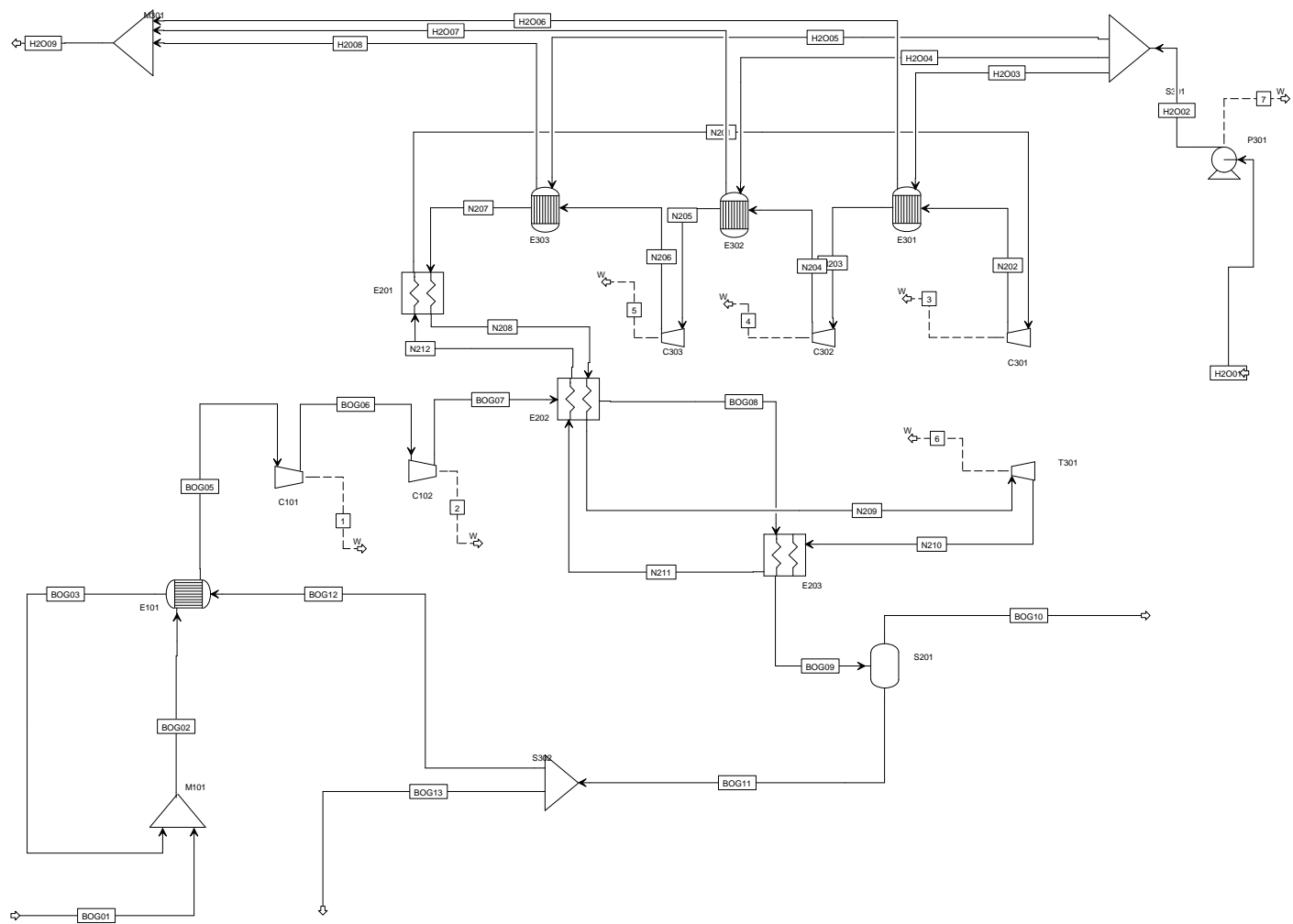
B.3 Mark I

	1	2	3	4	5	6	7																					
POWER Watt	128978.71	108508.951	1199926.89	1200595.91	1286074.22	-814249.17	69908.0257																					
SPEED																												
	BOG01	BOG02	BOG03	BOG05	BOG06	BOG07	BOG08	BOG09	BOG10	BOG11	BOG12	BOG13	H2O01	H2O02	H2O03	H2O04	H2O05	H2O06	H2O07	H2O09	H2O08	N201	N202	N203				
	M101	E101	M101	C101	C102	E202	E203	S201		S302	E101		P301	S301	E301	E302	E303	M301	M301		M301	C301	E301	C302				
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR				
Substream: MIXED																												
Mole Flow	kmol/sec																											
N2	0.0102979	0.0105028	2.05E-04	0.0105028	0.0105028	0.0105028	0.0105028	0.0105028	0.0105028	8.45E-03	2.05E-03	2.05E-04	1.84E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0.6425478	0.6425478	0.6425478				
CH4	0.0755181	0.0821685	6.65E-03	0.0821685	0.0821685	0.0821685	0.0821685	0.0821685	0.0156306	0.0665378	6.65E-03	0.059884	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	5.550844	0	0	0	0		
Mole Frac																												
N2	0.12	0.1133338	0.0298832	0.1133338	0.1133338	0.1133338	0.1133338	0.1133338	0.3509893	0.0298832	0.0298832	0.0298832	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1				
CH4	0.88	0.8866662	0.9701168	0.8866662	0.8866662	0.8866662	0.8866662	0.8866662	0.6490107	0.9701167	0.9701168	0.9701167	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0		
Mass Flow																												
N2	0.2884808	0.2942199	5.74E-03	0.2942199	0.2942199	0.2942199	0.2942199	0.2942199	0.2368029	0.0574169	5.74E-03	0.0516752	0	0	0	0	0	0	0	0	0	18	18	18				
CH4	1.211519	1.31821	0.1067452	1.31821	1.31821	1.31821	1.31821	1.31821	0.2507593	1.067451	0.1067452	0.9607059	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	300	300	100	100	100	100	100	100	300	100	0	0	0	0		
Mass Frac																												
N2	0.1923205	0.1824698	0.0510431	0.1824698	0.1824698	0.1824698	0.1824698	0.1824698	0.4856876	0.0510432	0.0510431	0.0510432	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1				
CH4	0.8076795	0.8175302	0.9489568	0.8175302	0.8175302	0.8175302	0.8175302	0.8175302	0.5143124	0.9489567	0.9489568	0.9489567	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0		
Total Flow	0.085816	0.0926713	6.86E-03	0.0926713	0.0926713	0.0926713	0.0926713	0.0926713	0.0240838	0.0685874	6.86E-03	0.0617287	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	5.550844	0.6425478	0.6425478	0.6425478			
Total Flow	1.5	1.61243	0.1124869	1.61243	1.61243	1.61243	1.61243	1.61243	0.4875622	1.124868	0.1124869	1.012381	300	300	100	100	100	100	100	100	300	100	18	18	18			
Total Flow	0.940623	1.012682	0.0653597	0.8613136	0.4786376	0.3268842	0.348156	0.0697854	0.1941556	2.58E-03	2.58E-04	2.32E-03	0.3018239	0.3018416	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1009175	0.1009185	0.3027762	0.1009402	1.238776	0.9325971	0.7746672				
Temperature	-140	-140.4042	-145.404	-160.2458	-117.8491	-82.2378	-115	-156	-165.0798	-165.0798	-165.0798	-165.0798	25	25.06042	25.06042	25.06042	25.06042	28.15488	28.16504	28.23514	28.38545	39.88571	103.914	40.06042				
Pressure	1.01	1.01	1.114575	1.01	2.5	4.5	3.5	2.5	1.114575	1.114575	1.114575	1.114575	1.01325	3	3	3	3	3	3	3	3	13.5	21.6	21.6				
Vapor Frac	1	1	1	1	1	1	1	1	0.1851577	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1			
Liquid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0.8148423	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0		
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Enthalpy	-71082.54	-71597.88	-78049.2	-72249.17	-70857.38	-69686.48	-70763.81	-78437.61	-54483.2	-86848.98	-86848.98	-86848.98	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	433.6232	2301.075	438.713				
Enthalpy	-4066.682	-4114.952	-4758.957	-4152.383	-4072.393	-4005.097	-4067.015	-4508.052	-2691.279	-5295.513	-5295.514	-5295.513	-15857.81	-15857.58	-15857.58	-15857.58	-15857.58	-15845.61	-15845.57	-15845.3	-15844.72	15.47909	82.14169	15.66078				
Enthalpy	-6100.023	-6635.072	-535.3204	-6695.428	-6566.449	-6457.94	-6557.778	-7268.919	-1312.166	-5956.753	-595.676	-5361.078	-4.76E+06	-4.76E+06	-1.59E+06	-1.59E+06	-1.59E+06	-1.58E+06	-1.58E+06	-1.58E+06	-1.58E+06	278.6236	1478.551	281.8941				
Entropy	-94646.22	-95421.3	-1.06E+05	-1.01E+05	-97804.28	-95903.64	-1.00E+05	-1.59E+05	-80278.09	-1.85E+05	-1.85E+05	-1.85E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-20110.94	-18591.19	-24002.45				
Entropy	-5414.777	-5484.157	-6486.285	-5789.542	-5621.114	-5511.879	-5747.584	-9156.5	-3965.456	-11260.86	-11260.86	-11260.86	-9030.423	-9029.649	-9029.649	-9029.649	-9029.649	-8990.109	-8989.979	-8989.085	-8987.169	-717.9024	-663.6515	-856.818				
Density	0.0912332	0.0915108	0.1049385	0.107593	0.1936149	0.283499	0.2661777	1.327946	0.1240441	26.62255	26.62255	26.62255	55.173	55.16976	55.16976	55.16976	55.16976	55.00378	54.99947	54.99139	0.5186957	0.6889876	0.8294501					
Density	1.594688	1.592237	1.721042	1.872059	3.368791	4.932726	4.631344	23.10552	2.511193	436.6228	436.6228	436.6228	993.957	993.8987	993.8987	993.8987	993.8987	990.9086	990.8987	990.8309	990.6854	14.53047	19.30094	23.23579				
Average MW	17.47925	17.39945	16.40048	17.39945	17.39945	17.39945	17.39945	17.39945	20.24435	16.40048	16.40048	16.40048	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	28.01348	28.01348	28.01348				
Liq Vol 60F cum/sec	4.60E-03	4.96E-03	3.67E-04	4.96E-03	4.96E-03	4.96E-03	4.96E-03	4.96E-03	4.96E-03	1.29E-03	3.67E-03	3.67E-04	3.31E-03	0.3005782	0.3005782	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.0344134	0.0344134	0.0344134				

N205	N206	N207	N208	N209	N210	N211	N212
C303	E303	E201	E202	T301	E203	E202	E201
E302	C303	E303	E201	E202	T301	E203	E202
VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

Substream: MIXED

Mole Flow	kmol/sec							
N2	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0
Mole Frac								
N2	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow	kg/sec							
N2	18	18	18	18	18	18	18	18
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Frac								
N2	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478
Total Flow	18	18	18	18	18	18	18	18
Total Flow	0.484167	0.3578701	0.2935581	0.1529132	0.1482269	0.4222688	0.5623716	0.6004627
Temperature	40.06042	108.6778	40.06042	-110	-115	-158.5395	-120.5134	-110.1749
Pressure	34.56	57	57	57	57	14.5	14.5	14.5
Vapor Frac	1	1	1	1	1	1	1	1
Liquid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	438.713	2440.236	438.713	-3929.916	-4075.442	-5342.661	-4235.91	-3935.006
Enthalpy	15.66078	87.10935	15.66078	-140.2866	-145.4815	-190.7175	-151.2097	-140.4683
Enthalpy	281.8941	1567.968	281.8941	-2525.159	-2618.666	-3432.915	-2721.775	-2528.429
Entropy	-27910.22	-26292.31	-32070.33	-51056.8	-51962.73	-49953.19	-41613.99	-39706.51
Entropy	-996.3139	-938.5592	-1144.818	-1822.58	-1854.919	-1783.184	-1485.499	-1417.407
Density	1.32712	1.795478	2.188827	4.202043	4.334893	1.521656	1.142568	1.070088
Density	37.17726	50.29759	61.31666	117.7139	121.4354	42.62687	32.0073	29.97688
Average MW	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348
Liq Vol 60F	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134
cum/sec								



B.4 EcoRel

	3	4	5	6	7	8	9
POWER kW	151.478259	100.422213	2044.78955	2077.70564	2097.16845	-1203.8363	69.9080257
SPEED							

	1	2	B0G01	B0G02	B0G03	B0G04	B0G05	B0G06	B0G07	B0G08	H2001	H2002	H2003	H2004	H2005	H2006	H2007	H2009	H2008	N201	N202	N203	N204	N205
M201		C101	E101	C102	E202	E201	S201	S201	B2	P301	S301	E301	E302	E303	M301	M301			M301	C301	E301	C302	E302	C303
B1	B2		C101	E101	C102	E202	E201	S201	S201		P301	S301	S301	S301	S301	E301	E302	M301	E303	E304	C301	C302	E302	
VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	MISSING	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

Substream: MIXED

Mole Flow kmol/sec

0.3212739	0.0104352	0.0104352	0.0104352	0.0104352	0.0104352	0.0104352	0.0104352	0	0.0104352	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478
0	0.076525	0.076525	0.076525	0.076525	0.076525	0.076525	0.076525	0	0.076525	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	5.550844	0	0	0	0	0

Mole Frac

1	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0	0.12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1
0	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0	0.88	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0

Mass Flow kg/sec

9	0.2923272	0.2923272	0.2923272	0.2923272	0.2923272	0.2923272	0.2923272	0	0.2923272	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	18	18	18	18	18
0	1.227673	1.227673	1.227673	1.227673	1.227673	1.227673	1.227673	0	1.227673	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	300	300	100	100	100	100	100	300	100	0	0	0	0	0

Mass Frac

	1	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1
	0	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0

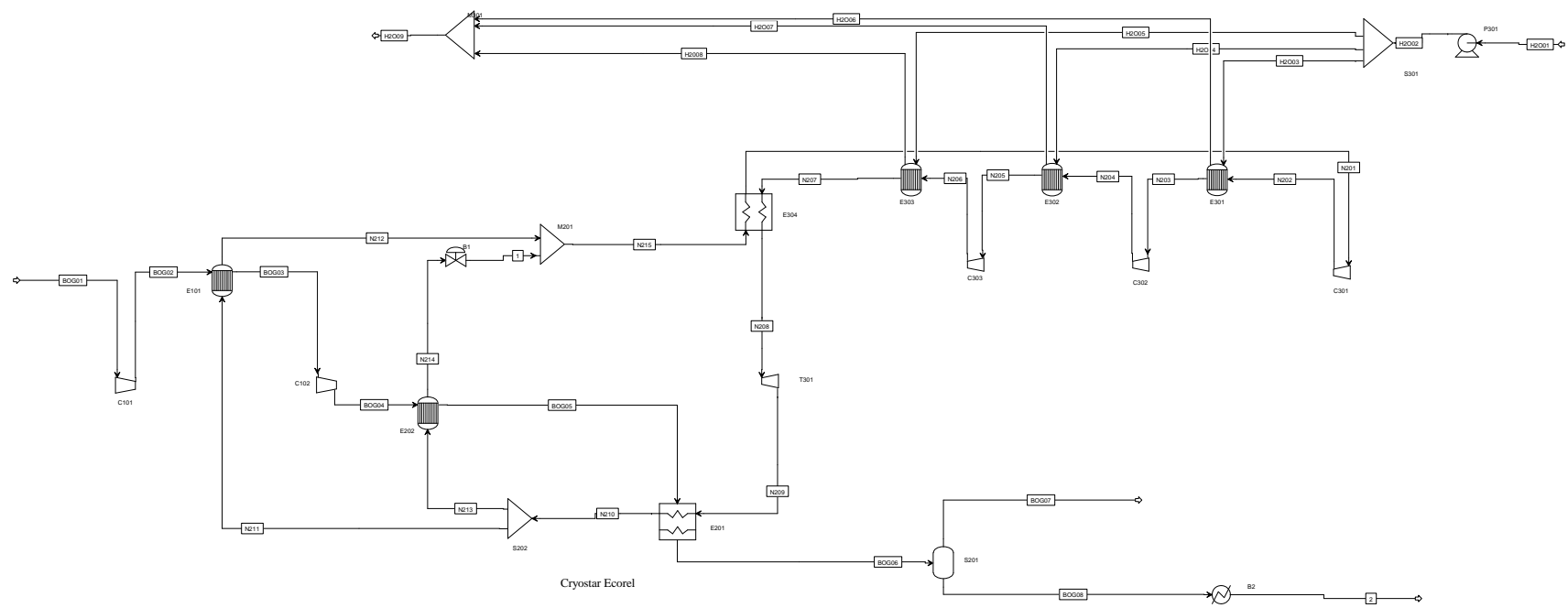
Total Flow kmol/sec

[illegible]

N206	N207	N208	N209	N210	N211	N212	N213	N214	N215
E303	E304	T301	E201	S202	E101	M201	E202	B1	E304
C303	E303	E304	T301	E201	S202	E101	S202	E202	M201
VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

Substream: MIXED

Mole Flow	kmol/sec									
N2	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.3212739	0.3212739	0.3212739	0.3212739	0.6425478
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mole Frac										
N2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow	kg/sec									
N2	18	18	18	18	18	9	9	9	9	18
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Frac										
N2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.6425478	0.3212739	0.3212739	0.3212739	0.3212739	0.6425478
Total Flow	18	18	18	18	18	9	9	9	9	18
Total Flow	0.4540633	0.3346562	0.1702467	0.9912891	1.471289	0.7356444	0.822189	0.7356444	0.799019	1.615208
Temperature	151.8155	40.06042	-117	-179.1478	-135.4496	-135.4496	-119.2499	-135.4496	-124.71	-121.98
Pressure	50	50	49	5	5	5	5	5	5	5
Vapor Frac	1	1	1	0.9866288	1	1	1	1	1	1
Liquid Frac	0	0	0	0.0133712	0	0	0	0	0	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	3702.546	438.713	-4133.652	-6007.188	-4670.629	-4670.629	-4199.136	-4670.629	-4358.054	-4278.595
Enthalpy	132.1701	15.66078	-147.5594	-214.4392	-166.7279	-166.7279	-149.897	-166.7279	-155.5699	-152.7334
Enthalpy	2379.063	281.8941	-2656.069	-3859.905	-3001.102	-1500.551	-1349.073	-1500.551	-1400.129	-2749.202
Entropy	-22070.8	-30980.92	-51075.77	-47558.57	-35758.86	-35758.86	-32521.7	-35758.86	-33573.06	-33042.63
Entropy	-787.8636	-1105.929	-1823.257	-1697.703	-1276.488	-1276.488	-1160.93	-1276.488	-1198.461	-1179.526
Density	1.415106	1.920023	3.774217	0.6481942	0.4367245	0.4367245	0.3907543	0.4367245	0.4051276	0.3978112
Density	39.64205	53.78654	105.7289	18.15817	12.23417	12.23417	10.94639	12.23417	11.34904	11.14408
Average MW	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348
Liq Vol 60F	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0344134	0.0172067	0.0172067	0.0172067	0.0172067	0.0344134



B.5 Mark III

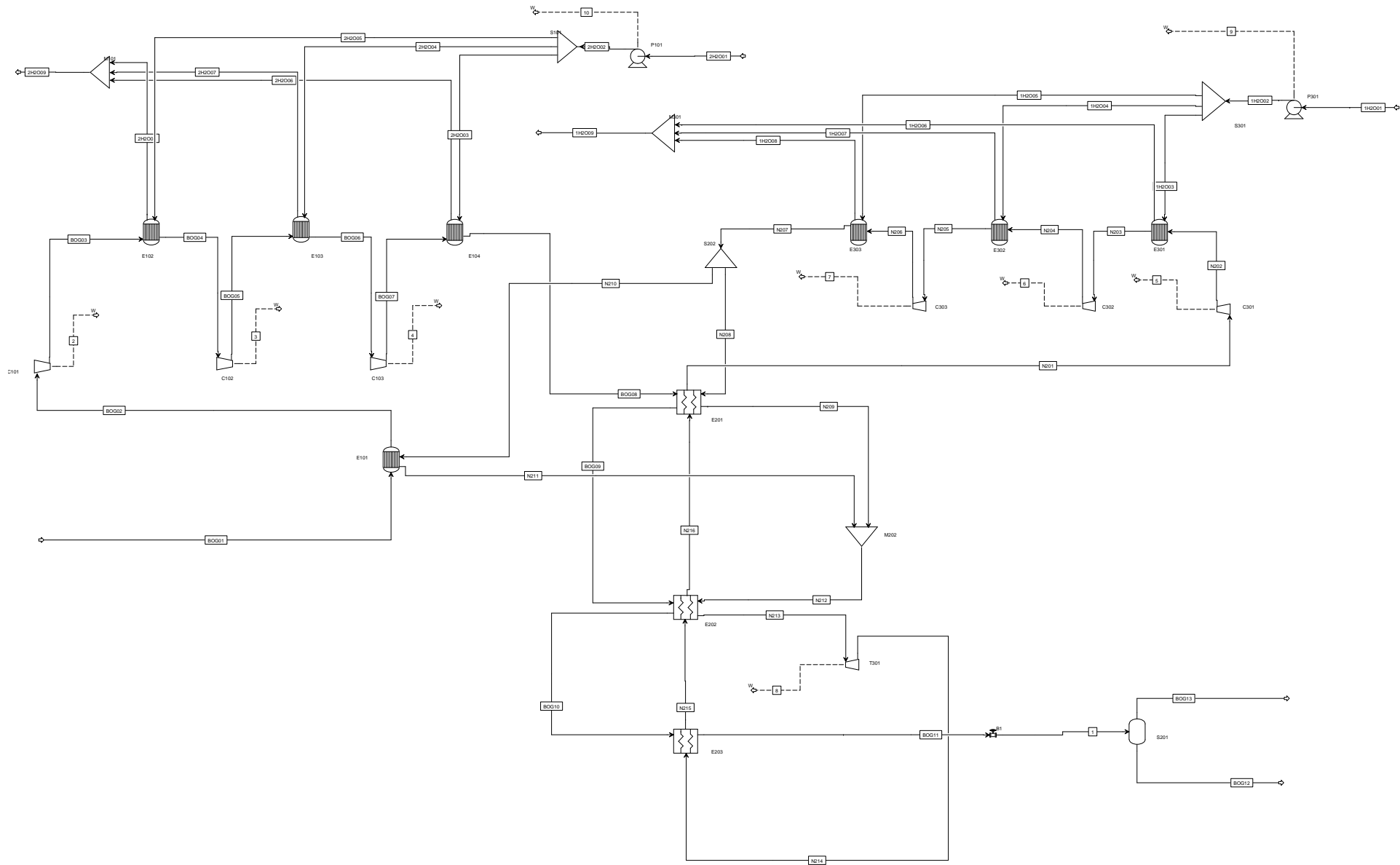
	2	3	4	5	6	7	8	9	10
POWER kW	364.53996	395.692277	381.296056	1688.78856	1764.08346	1841.30959	-1317.7417	70.3742552	20.4287272
SPEED									

	1	1H2O01	1H2O02	1H2O03	1H2O04	1H2O05	1H2O06	1H2O07	1H2O08	1H2O09	2H2O01	2H2O02	2H2O03	2H2O04	2H2O05	2H2O06	2H2O07	2H2O08	2H2O09	BOG01	BOG02	BOG03	BOG04	BOG05
S201	P301	S301	E301	E302	E303	M301	M301	M301	M301		P101	S101	E104	E103	E102	M101	M101	M101		E101	C101	E102	C102	E103
B1		P301	S301	S301	S301	S301	E301	E302	E303	M301		P101	S101	S101	S101	E104	E103	E102	M101		E101	C101	E102	C102
MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Substream: MIXED																								
Mole Flow	kmol/sec																							
N2	0.013044	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.013044	0.013044	0.013044	0.013044	0.013044
CH4	0.0956563	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0956563
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	4.440675	4.440675	1.509829	1.465423	1.465423	1.509829	1.465423	1.465423	4.440675	0	0	0	0	0
Mole Frac																								
N2	0.12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
CH4	0.88	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0
Mass Flow kg/sec																								
N2	0.365409	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.365409	0.365409	0.365409	0.365409	0.365409
CH4	1.534591	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.534591	1.534591	1.534591	1.534591	1.534591
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	300	300	100	100	100	100	100	100	300	80	80	27.2	26.4	26.4	27.2	26.4	26.4	80	0	0	0	0	0
Mass Frac																								
N2	0.1923205	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205
CH4	0.8076795	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0
Total Flow	kmol/sec	0.1087003	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	4.440675	4.440675	1.509829	1.465423	1.465423	1.509829	1.465423	1.465423	4.440675	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.1087003
Total Flow	kg/sec	1.9	300	300	100	100	100	100	100	300	80	80	27.2	26.4	26.4	27.2	26.4	26.4	80	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9
Total Flow	cum/sec	0.1750904	0.3018239	0.3018417	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1009365	0.1010619	0.1010816	0.30308	0.0804863	0.0804915	0.0273671	0.0265622	0.0274639	0.0266626	0.02664	0.0807666	1.20911	2.51831	1.408201	1.132302	0.6180602
Temperature	C	-166.7787	25	25.06082	25.06082	25.06082	25.06082	28.34811	29.61686	29.8155	29.26052	25	25.06621	25.06621	25.06621	28.68954	28.93945	28.07328	28.56875	-130	25	116.3851	40.06621	137.1711
Pressure	bar	1.1	1	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	1.07	1.07	2.5	2.5	6
Vapor Frac		0.1966096	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1
Liquid Frac		0.8033904	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0
Solid Frac		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	kJ/kmol	-78508.19	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.86E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-2.85E+05	-70754.55	-65577.6	-62223.98	-65048.02	-61407.81
Enthalpy	kJ/kg	-4491.509	-15857.81	-15857.57	-15857.57	-15857.57	-15844.86	-15839.93	-15839.16	-15841.32	-15857.81	-15857.55	-15857.55	-15857.55	-15857.55	-15843.54	-15842.57	-15845.93	-15844	-4047.917	-3751.741	-3559.878	-3721.443	-3513.184
Enthalpy	kW	-8533.867	-4.76E+06	-4.76E+06	-1.59E+06	-1.59E+06	-1.59E+06	-1.58E+06	-1.58E+06	-4.75E+06	-1.27E+06	-1.27E+06	-4.31E+05	-4.19E+05	-4.19E+05	-4.31E+05	-4.18E+05	-4.18E+05	-1.27E+06	-7691.043	-7128.307	-6763.767	-7070.742	-6675.05
Entropy	J/kmol-K	-1.62E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-92750.81	-68327.73	-65595.14	-73650.86	-70833.07
Entropy	J/kg-K	-9281.822	-9030.423	-9029.644	-9029.644	-9029.644	-9029.644	-8987.645	-8971.482	-8968.954	-8976.019	-9030.423	-9029.575	-9029.575	-9029.575	-8983.293	-8980.108	-8991.149	-8984.832	-5306.339	-3909.078	-3752.744	-4213.618	-4052.41
Density	kmol/cum	0.6208242	55.173	55.16974	55.16974	55.16974	55.16974	54.9934	54.92517	54.91448	54.94434	55.173	55.16945	55.16945	55.16945	54.97505	54.96161	55.00817	54.98154	0.0899011	0.043164	0.0771909	0.0959994	0.1758734
Density	kg/cum	10.85154	993.957	993.8983	993.8983	993.8983	993.8983	990.7215	989.4923	989.2998	989.8377	993.957	993.8931	993.8931	993.8931	990.3909	990.1488	990.9875	990.5079	1.571404	0.7544742	1.349239	1.677997	3.074134
Average MW		17.47925	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925
Liq Vol 60F	cum/sec	5.82E-03	0.3005782	0.3005782	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.3005782	0.0801541	0.0801541	0.0272524	0.0264508	0.0264508	0.0272524	0.0264508	0.0264508	0.0801541	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03

	BOG06	BOG07	BOG08	BOG09	BOG10	BOG11	BOG12	BOG13	N201	N202	N203	N204	N205	N206	N207	N208	N209	N210	N211	N212	N213	N214	N215
	C103	E104	E201	E202	E203	B1			C301	E301	C302	E302	C303	E303	S202	E201	M202	E101	M202	E202	T301	E203	
	E103	C103	E104	E201	E202	E203	S201	S201	E201	C301	E301	C302	E302	C303	E303	S202	E201	S202	E101	M202	E202	T301	E203
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Substream: MIXED																							
Mole Flow	kmol/sec																						
N2	0.013044	0.013044	0.013044	0.013044	0.013044	0.013044	3.60E-03	9.45E-03	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	0.8031848	0.8031848	0.2677283	0.2677283	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913
CH4	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0956563	0.0837321	0.0119241	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mole Frac																							
N2	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.0411916	0.4420397	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.9588083	0.5579603	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow	kg/sec																						
N2	0.365409	0.365409	0.365409	0.365409	0.365409	0.365409	0.1007713	0.2646377	30	30	30	30	30	30	30	30	22.5	22.5	7.5	7.5	30	30	30
CH4	1.534591	1.534591	1.534591	1.534591	1.534591	1.534591	1.343295	0.1912959	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Frac																							
N2	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.069783	0.5804303	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
CH4	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.930217	0.4195697	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.1087003	0.0873294	0.0213709	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913	0.8031848	0.8031848	0.2677283	0.2677283	1.070913	1.070913	1.070913	1.070913
Total Flow	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.444066	0.4559336	30	30	30	30	30	30	30	22.5	22.5	7.5	7.5	30	30	30	30
Total Flow	0.4717926	0.2627296	0.2021968	0.1634211	0.1053215	4.35E-03	3.26E-03	0.171823	3.813838	2.961863	2.621058	2.035375	1.72438	1.325504	1.115522	0.8366416	0.6762085	0.2788805	0.2146093	0.8908181	0.5810701	1.537487	1.910549
Temperature	40.06621	133.8354	40.06621	-20	-110	-150	-166.779	-166.779	26.68258	80.78635	40.06082	96.54888	40.06082	99.01863	40.06082	40.06082	-20	40.06082	-32.12227	-23.03049	-110	-152.2773	-122.9483
Pressure	6	14	14	14	14	13	1.1	1.1	7	10.64	10.64	16.1728	16.1728	15	25	25	25	25	25	25	25	7	7
Vapor Frac	1	1	1	1	1	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Liquid Frac	0	0	0	0	0	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	-65048.02	-61540.25	-65048.02	-67118.47	-70098.34	-78508.19	-86054.95	-47669.35	49.00771	1625.969	438.7248	2085.995	438.7248	2158.108	438.7248	438.7248	-1310.284	438.7248	-1663.167	-1398.505	-3929.916	-5160.4	-4306.779
Enthalpy	-3721.443	-3520.761	-3721.443	-3839.895	-4010.375	-4491.509	-5204.143	-2234.4	1.749433	58.04239	15.6612	74.46398	15.6612	77.03819	15.6612	15.6612	-46.77334	15.6612	-59.37022	-49.92256	-140.2866	-184.2113	-153.7395
Enthalpy	-7070.742	-6689.446	-7070.742	-7295.801	-7619.713	-8533.867	-7515.128	-1018.738	52.483	1741.272	469.836	2233.92	469.836	2311.146	469.836	352.377	-1052.4	117.459	-445.2767	-1497.677	-4208.598	-5526.34	-4612.186
Entropy	-80929.8	-78201.87	-87974.51	-95306.92	-1.10E+05	-1.64E+05	-1.84E+05	-72585.08	-15905.59	-14551.71	-18115.26	-16761.38	-21596.56	-20188.24	-25217.83	-25217.83	-31417.36	-25217.83	-32845.8	-31767.95	-44204.34	-42350.03	-36027.22
Entropy	-4630.051	-4473.984	-5033.084	-5452.576	-6283.992	-9409.419	-11138.21	-3402.273	-567.7834	-519.454	-646.6624	-598.3327	-770.9346	-720.6616	-900.2033	-900.2033	-1121.508	-900.2033	-1172.5	-1134.024	-1577.967	-1511.773	-1286.067
Density	0.2303986	0.4137347	0.5375966	0.665155	1.032081	25.00179	26.77068	0.1243776	0.2807967	0.3615673	0.4085805	0.5261503	0.6210423	0.8079286	0.9600105	0.9600105	1.187777	0.9600105	1.247515	1.202168	1.843001	0.6965345	0.5605264
Density	4.027193	7.231771	9.396784	11.62641	18.03999	437.0124	442.676	2.653508	7.866092	10.12876	11.44576	14.7393	17.39756	22.63289	26.89324	26.89324	33.27376	26.89324	34.94723	33.67691	51.62888	19.51236	15.7023
Average MW	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	16.53585	21.33429	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348
Liq Vol 60F	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03	5.82E-03	4.68E-03	1.14E-03	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0430168	0.0430168	0.0143389	0.0143389	0.0573557	0.0573557	0.0573557	0.0573557

N216
E201
E202
VAPOR

Substream: MIXED
Mole Flow kmol/sec
N2 1.070913
CH4 0
C2H6 0
C3H8 0
C4H10 0
H2O 0
Mole Frac
N2 1
CH4 0
C2H6 0
C3H8 0
C4H10 0
H2O 0
Mass Flow kg/sec
N2 30
CH4 0
C2H6 0
C3H8 0
C4H10 0
H2O 0
Mass Frac
N2 1
CH4 0
C2H6 0
C3H8 0
C4H10 0
H2O 0
Total Flow kmol/sec 1.070913
Total Flow kg/sec 30
Total Flow cum/sec 3.148984
Temperature C -25.58625
Pressure bar 7
Vapor Frac 1
Liquid Frac 0
Solid Frac 0
Enthalpy kJ/kmol -1472.904
Enthalpy kJ/kg -52.57841
Enthalpy kW -1577.352
Entropy J/kmol-K -21483.08
Entropy J/kg-K -766.8836
Density kmol/cum 0.3400821
Density kg/cum 9.526882
Average MW 28.01348
Liq Vol 60F cum/sec 0.0573557



B.6 HGS Laby-GI

	2	3	4	5	6	7	8	9	10
POWER Watt	383726.274	416518.186	401364.285	1511027.9	1600796.61	1448595.31	-999645.42	70374.2552	20428.7272
SPEED									

	1	1H2001	1H2002	1H2003	1H2004	1H2005	1H2006	1H2007	1H2008	1H2009	2H2001	2H2002	2H2003	2H2004	2H2005	2H2006	2H2007	2H2008	2H2009	BOG01	BOG02	BOG04	BOG05	BOG06
S201		P301	S301	E301	E302	E303	M301	M301	M301		P101	S101	E104	E103	E102	M101	M101	M101		E101	C101	C102	E103	C103
B1			P301	S301	S301	S301	E301	E302	E303	M301		P101	S101	S101	S101	E104	E103	E102	M101		E101	E102	C102	E103
MIXED		LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

Substream: MIXED

Mole Flow kmol/sec

9.61E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0137305	0.0137305	0.0137305	0.0137305	0.0137305
0.0704835	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1006908	0.1006908	0.1006908	0.1006908	0.1006908
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	4.440675	4.440675	1.509829	1.465423	1.465423	1.509829	1.465423	1.465423	4.440675	0	0	0	0	0	0

Mole Frac

0.12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
0.88	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0

Mass Flow kg/sec

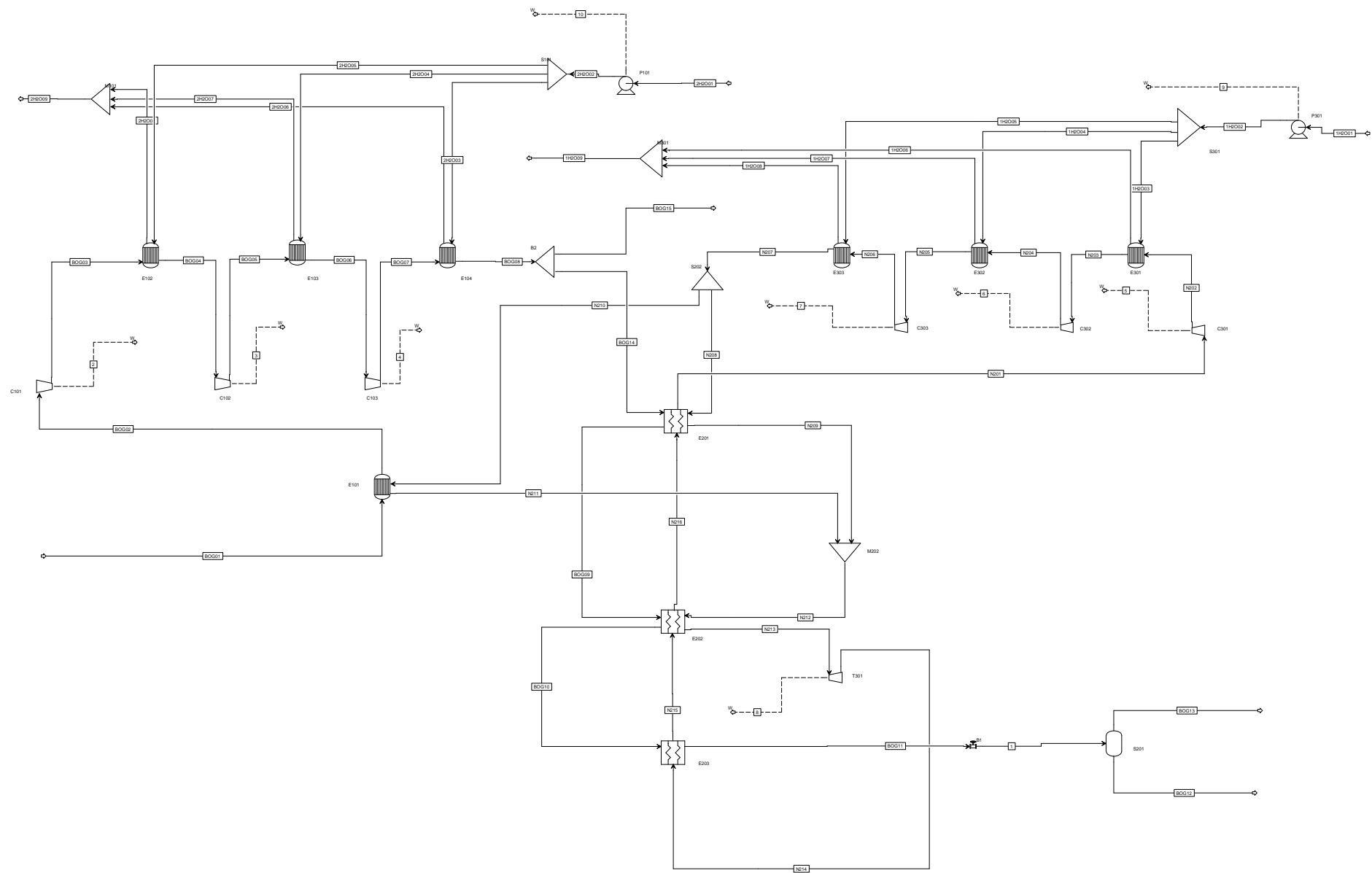
0.2692487	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.384641	0.384641	0.384641	0.384641	0.384641
1.130751	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.615359	1.615359	1.615359	1.615359	1.615359
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0	300	300	100	100	100	100	100	100	300	80	80	27.2	26.4	26.4	27.2	26.4	26.4	80	0	0	0	0	0

Mass Frac

0.1923205	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205
0.8076795	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0					
	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1					

Total Flow kmol/sec	0.0800949	16.65253	16.65253	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	5.550844	16.65253	4.440675	4.440675	1.509829	1.465423	1.465423	1.509829	1.465423	1.465423	4.440675	0.1144214	0.1144214	0.1144214	0.1144214	0.1144214	0.1144214
1.4	300	300	100	100	100	100	100	100	100	100	300	80	80	27.2	26.4	26.4	27.2	26.4	26.4	80	2	2	2	2	2	2
Total Flow cum/sec	0.0607163	0.3018239	0.3018417	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.1006139	0.3018239	0.0804915	0.0804915	0.0273671	0.0265622	0.0265622	0.0273671	0.0265622	0.0265622	0.0804915	0.0807811	0.0807811	0.0807811	0.0807811	0.0807811	
Temperature K	102.9895	298.15	298.2108	298.2108	298.2108	298.2108	298.2108	298.2108	298.2108	298.2108	301.9547	301.7622	298.215	298.2162	298.2162	298.2162	302.0296	302.2926	301.3811	301.9025	143.15	298.215	313.2162	410.3211	313.2162	
Pressure N/sqm	1.10E+05	1.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	1.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	3.00E+05	1.07E+05	1.07E+05	2.50E+05	6.00E+05	
Vapor Frac	0.0930674	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	
Liquid Frac	0.9069326	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Enthalpy J/kmol	-7.94E+07	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.86E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-2.85E+08	-7.08E+07	-6.56E+07	-6.50E+07	-6.14E+07	
Enthalpy J/kg	-4.55E+06	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.59E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-1.58E+07	-4.05E+06	-3.75E+06	-3.72E+06	-3.37E+06	
Enthalpy W/kg	-6.36E+06	-4.76E+09	-4.76E+09	-1.59E+09	-1.59E+09	-1.59E+09	-1.58E+09	-1.58E+09	-1.58E+09	-1.58E+09	-4.75E+09	-1.27E+09	-1.27E+09	-4.31E+08	-4.19E+08	-4.19E+08	-4.18E+08	-4.18E+08	-4.18E+08	-4.18E+08	-1.27E+09	-8.10E+06	-7.50E+06	-7.44E+06	-7.03E+06	
Entropy J/kmol-K	-1.71E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.63E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-1.62E+05	-92750.81	-68327.73	-73650.86	-70833.07	-80929.83	
Entropy J/kg-K	-9787.986	-9030.423	-9029.644	-9029.644	-9029.644	-9029.644	-8984.194	-8976.832	-8981.825	-8984.278	-9030.423	-9029.575	-9029.575	-9029.575	-9029.575	-9029.575	-8980.871	-8977.521	-8989.136	-8982.49	-5306.339	-3909.078	-4213.618	-4052.41	-4630.051	
Density kmol/cum	1.319167	55.173	55.16974	55.16974	55.16974	55.16974	55.02099	54.94778	54.96886	54.9792	55.173	55.16945	55.16945	54.96483	54.95069	54.99969	54.97166	0.089911	0.043164	0.0959994	0.1758734	0.0230986	0.	0.	0.	
Density kg/cum	23.05804	993.957	993.8983	993.8983	993.8983	993.8983	991.2185	989.8996	990.2794	990.4657	993.957	993.8931	993.8931	993.8931	990.2068	989.952	990.8347	990.3299	1.571404	0.754472	1.677997	3.074134	0.207193	0.	0.	
Average MW	17.47925	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	18.01528	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	
Liq Vol 60F cum/sec	4.29E-03	0.3005782	0.3005782	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.1001927	0.3005782	0.0801541	0.0801541	0.0272554	0.0264508	0.0264508	0.0272554	0.0264508	0.0264508	0.0801541	6.13E-03	6.13E-03	6.13E-03	6.13E-03	6.13E-03	

	BOG07	BOG08	BOG09	BOG10	BOG11	BOG12	BOG13	BOG14	BOG15	N201	N202	N203	N204	N205	N206	N207	N208	N209	N211	N212	N213	N214	N215	N216	
	E104	B2	E202	E203	B1			E201		C301	E301	C302	E302	C303	E303	S202	E201	M202	M202	E202	T301	E203	E202	E201	
	C103	E104	E201	E202	E203	S201	S201	B2	B2	E201	C301	E301	C302	E302	C303	E303	S202	E201	E101	M202	E202	T301	E203	E202	
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	VAPOR	VAPOR	
Substream: MIXED																									
Mole Flow	kmol/sec																								
N2	0.0137305	0.0137305	9.61E-03	9.61E-03	9.61E-03	5.10E-03	4.51E-03	9.61E-03	4.12E-03	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.5890022	0.5890022	0.2677283	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	
CH4	0.1006908	0.1006908	0.0704835	0.0704835	0.0704835	0.0675653	2.92E-03	0.0704835	0.0302072	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mole Frac																									
N2	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.0701924	0.6071847	0.12	0.12	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
CH4	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.9298076	0.3928153	0.88	0.88	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Flow	kg/sec																								
N2	0.384641	0.384641	0.2692487	0.2692487	0.2692487	0.1428856	0.1263632	0.2692487	0.1153923	24	24	24	24	24	24	24	16.5	16.5	7.5	24	24	24	24	24	
CH4	1.615359	1.615359	1.130751	1.130751	1.130751	1.083935	0.0468166	1.130751	0.4846077	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Frac																									
N2	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1164682	0.7296647	0.1923205	0.1923205	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
CH4	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8835318	0.2703353	0.8076795	0.8076795	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Total Flow	0.1144214	0.1144214	0.0800949	0.0800949	0.0800949	0.0726659	7.43E-03	0.0800949	0.0343264	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.5890022	0.5890022	0.2677283	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	0.8567304	
Total Flow	2	2	1.4	1.4	1.4	1.22682	0.1731798	1.4	0.6	24	24	24	24	24	24	24	16.5	16.5	7.5	24	24	24	24	24	
Total Flow	0.2765574	0.2128388	0.1109022	5.45E-03	3.05E-03	2.68E-03	0.057828	0.1489871	0.0638516	1.452298	1.093477	0.961657	0.7239704	0.6010356	0.4638678	0.3914113	0.2690953	0.200311	0.0926427	0.2929537	0.1788908	0.5133905	0.5485292	1.138644	
Temperature	406.9854	313.2162	233.15	143.15	111.15	102.9845	102.9845	313.2162	313.2162	295.6325	356.1445	313.2108	377.2744	313.2108	371.1912	313.2108	313.2108	233.15	237.2273	234.4242	143.15	109.7979	111.6597	231.7846	
Pressure	1.40E+06	1.40E+06	1.40E+06	1.40E+06	1.30E+06	1.10E+05	1.10E+05	1.40E+06	1.40E+06	1.45E+06	2.32E+06	2.32E+06	3.71E+06	3.71E+06	5.70E+06	5.70E+06	5.70E+06	5.70E+06	5.70E+06	5.70E+06	5.70E+06	1.45E+06	1.45E+06	1.45E+06	
Vapor Frac	1	1	1	0.0298222	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0.948115	1	1	
Liquid Frac	0	0	0	0.9701777	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0518849	0	0	
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Enthalpy	-6.15E+07	-6.50E+07	-6.78E+07	-7.68E+07	-7.94E+07	-8.40E+07	-3.53E+07	-6.50E+07	-6.50E+07	-73322.7	1.69E+06	4.39E+05	2.31E+06	4.39E+05	2.13E+06	4.39E+05	4.39E+05	-1.89E+06	-1.77E+06	-1.86E+06	-4.51E+06	-5.68E+06	-5.43E+06	-1.93E+06	
Enthalpy	-3.52E+06	-3.72E+06	-3.88E+06	-4.39E+06	-4.55E+06	-4.97E+06	-1.52E+06	-3.72E+06	-3.72E+06	-2617.408	60342.09	15661.2	82361.06	15661.2	76019.34	15661.2	15661.2	-67555.99	-63319.24	-66232.01	-1.61E+05	-2.03E+05	-1.94E+05	-68974.74	
Enthalpy	-7.04E+06	-7.44E+06	-5.43E+06	-6.15E+06	-6.36E+06	-6.10E+06	-2.62E+05	-5.21E+06	-2.23E+06	-62817.78	1.45E+06	3.76E+05	1.98E+06	3.76E+05	1.82E+06	3.76E+05	2.58E+05	-1.11E+06	-4.75E+05	-1.59E+06	-3.87E+06	-4.87E+06	-4.65E+06	-1.66E+06	
Entropy	-78201.87	-87974.51	-98063.58	-1.53E+05	-1.72E+05	-1.83E+05	-59625.35	-87974.51	-87974.51	-22371.28	-20851.55	-24596.55	-23076.79	-28504.31	-27117.5	-32070.29	-32070.29	-40665.56	-40160.9	-40506.91	-54863.08	-52987.75	-50712.35	-29455.01	
Entropy	-4473.984	-5033.084	-5610.286	-8762.869	-9827.737	-10810.45	-2557.798	-5033.084	-5033.084	-798.5899	-744.3398	-878.0255	-823.7746	-1017.521	-968.0159	-1144.816	-1144.816	-1451.642	-1433.628	-1445.979	-1958.453	-1891.509	-1810.284	-1051.459	
Density	0.4137347	0.5375966	0.7222131	14.68378	26.24154	27.06374	0.1284676	0.5375966	0.5375966	0.5899138	0.7834919	0.8908898	1.183378	1.425424	1.846928	2.188824	2.188824	2.940439	2.8899	2.924457	4.789126	1.668769	1.561868	0.7524127	
Density	7.231771	9.396784	12.62374	256.6615	458.6824	456.9175	2.994735	9.396784	9.396784	16.52554	21.94833	24.95692	33.15052	39.93107	51.73888	61.31658	61.31658	82.37193	80.95616	81.92421	134.1601	46.74804	43.75337	21.0777	
Average MW	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	16.88301	23.3112	17.47925	17.47925	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	
Liq Vol 60F	6.13E-03	6.13E-03	4.29E-03	4.29E-03	4.29E-03	3.89E-03	3.98E-04	4.29E-03	1.84E-03	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0315456	0.0315456	0.0143389	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	0.0458846	



B.7 TGE Laby-GI

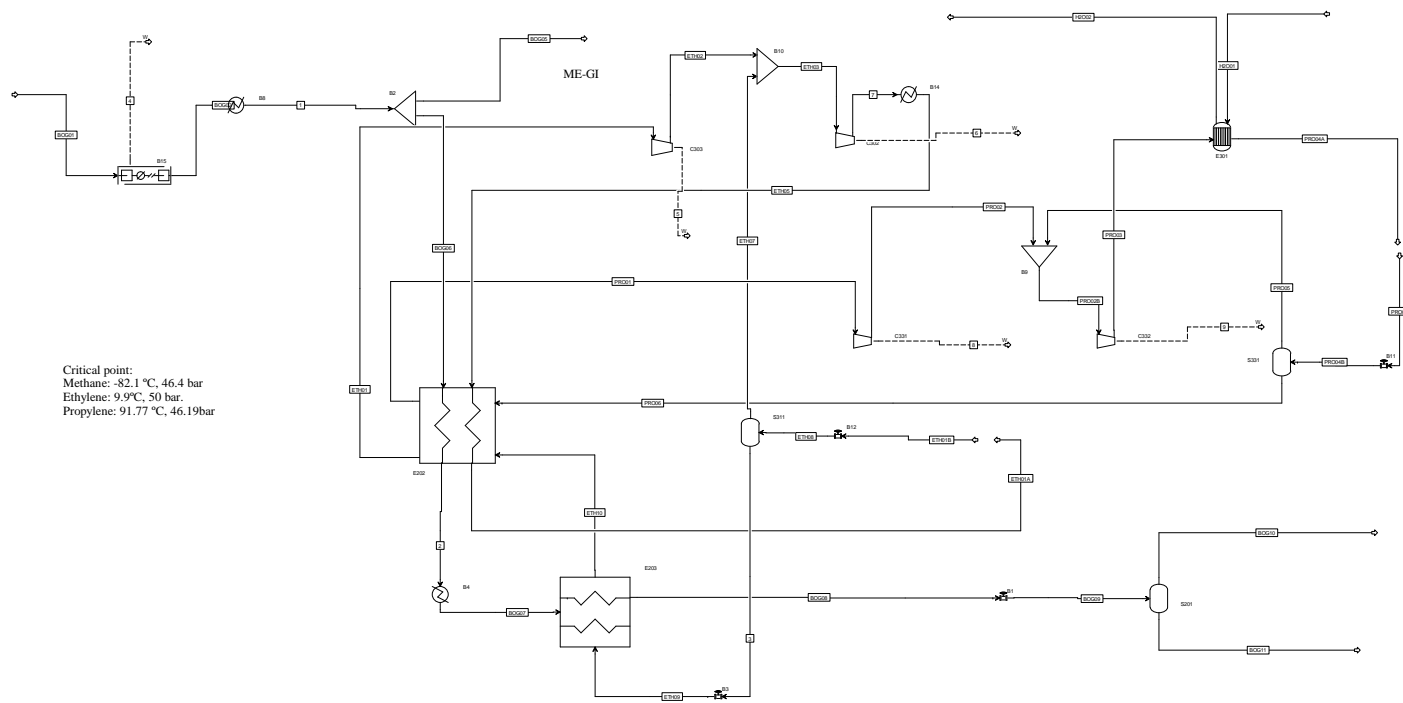
	4	5	6	8	9
POWER kW	1095.62146	310.328379	446.993706	15.1567621	705.76545
SPEED					

	1	2	3	7	BOG01	BOG02	BOG05	BOG06	BOG07	BOG08	BOG09	BOG10	BOG11	ETH01	ETH01A	ETH01B	ETH02	ETH03	ETH05	ETH07	ETH08	ETH09	ETH10	H2001	
	B2	B4	B3	B14	B15	B8		E202	E203	B1	S201	S201	S201	C303		B12	B10	C302	E202	B10	S311	S311	E203	E202	E301
	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MISSING	VAPOR	VAPOR	LIQUID	MIXED	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	MIXED	VAPOR	LIQUID	
Substream: MIXED																									
Mole Flow	kmol/sec																								
N2	0.0102979	0.0102979	0	0	0.0102979	0.0102979	0	0.0102979	0.0102979	0.0102979	0.0102979	0.0100348	2.63E-04	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0.0755181	0.0755181	0	0	0.0755181	0.0755181	0	0.0755181	0.0755181	0.0755181	0.0755181	0.0526316	0.0228865	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6=	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5.550844
C2H4=	0	0	0.0602921	0.0605979	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0602921	0.0605979	0.0605979	0.0602921	0.0605979	0.0605979	3.06E-04	0.0605979	0.0602921	0.0602921	0	0
Mole Frac																									
N2	0.12	0.12	0	0	0.12	0.12	0	0.12	0.12	0.12	0.12	0.1601303	0.0113665	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0.88	0.88	0	0	0.88	0.88	0	0.88	0.88	0.88	0.88	0.8398697	0.9886335	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
C3H6=	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4=	0	0	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Mass Flow																									
N2	0.2884808	0.2884808	0	0	0.2884808	0.2884808	0	0.2884808	0.2884808	0.2884808	0.2884808	0.2811096	7.37E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	1.211519	1.211519	0	0	1.211519	1.211519	0	1.211519	1.211519	1.211519	1.211519	0.8443567	0.3671626	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	100
C3H6=	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4=	0	0	1.691422	1.7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.691422	1.7	1.7	1.691422	1.7	1.7	8.58E-03	1.7	1.691422	1.691422	0	0
Mass Frac																									
N2	0.1923205	0.1923205	0	0	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.1923205	0.2497717	0.0196809	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0.8076795	0.8076795	0	0	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.8076795	0.7502283	0.980319	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
C3H6=	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4=	0	0	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0
Total Flow	0.085816	0.085816	0.0602921	0.0605979	0.085816	0.085816	0	0.085816	0.085816	0.085816	0.085816	0.0626664	0.0231496	0.0602921	0.0605979	0.0605979	0.0602921	0.0605979	0.0605979	3.06E-04	0.0605979	0.0602921	0.0602921	5.550844	100
Total Flow	1.5	1.5	1.691422	1.7	1.5	1.5	0	1.5	1.5	1.5	1.5	1.125466	0.3745338	1.691422	1.7	1.7	1.691422	1.7	1.7	8.58E-03	1.7	1.691422	1.691422	0	0
Total Flow	0.0496518	0.0374748	3.71E-03	0.1652864	1.223198	0.0496518	0	0.0496518	0.0385529	4.94E-03	0.5474155	0.5465403	8.75E-04	1.335935	3.73E-03	3.73E-03	0.5021916	0.5038519	0.0986092	3.80E-04	4.09E-03	0.3497385	1.030407	0.100608	25
Temperature	40	-36.79936	-37.10227	251.7446	-100	40	40	-30	-100	-163.0089	-163.0089	-163.0089	-163.0089	20	-36.67166	-36.67312	127.5702	126.8664	40	-37.10227	-37.10318	-102.4334	-47.04341	1	0
Pressure	45	45	15.8	16	1.01	45	45	45	45	1.05	1.05	1.05	1.1	16	16	16	4	4	16	15.8	15.8	1.1	1.1	1	0
Vapor Frac	1	1	0	1	1	1	1	1	1	0	0.7302409	1	0	1	0	0	1	1	1	1	5.07E-03	0.447424	1	0	0
Liquid Frac	0	0	1	0	0	0	0	0	0	1	0.2697591	0	1	0	1	1	0	0	0	0	0.9949349	0.552576	0	1	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	-65050.37	-67681.67	40278.04	64782.49	-69770	-65050.37	-65050.37	-67454.33	-74039.97	-74039.97	-68810.74	-88195.58	52296.48	40327.34	40327.17	57443.56	57406.1	53165.3	50020.52	40327.17	40278.04	49651.62	-2.86E+05	1	0
Enthalpy	-3721.577	-3872.116	1435.745	2309.227	-3991.591	-3721.577	-3721.577	-3859.11	-4235.879	-4235.879	-3831.411	-5451.297	1864.152	1437.502	1437.496	2047.624	2046.289	1895.122	1783.024	1437.496	1435.745	1769.874	-15857.81	0	0
Enthalpy	-5582.366	-5808.174	2428.45	3925.685	-5987.386	-5582.366	-5582.366	-5788.665	-6353.818	-6353.818	-4312.124	-2041.695	3153.068	2443.754	2443.744	3463.397	3478.691	3221.708	15.29477	2443.744	2428.45	2993.604	-1.59E+06	0	0
Entropy	-97689.85	-1.07E+05	-1.27E+05	-46342	-86026.98	-97689.85	-97689.85	-1.06E+05	-1.40E+05	-1.21E+05	-97166.04	-1.86E+05	-54834.68	-1.27E+05	-1.27E+05	-50700.05	-50793.61	-74228.16	-85605.5	-1.27E+05	-1.18E+05	-65046.88	-1.63E+05	0	0
Entropy	-5588.905	-6139.662	-4522.702	-1651.9	-4921.664	-5588.905	-5588.905	-6085.411	-7984.138	-6930.359	-5410.246	-11498.27	-1954.629	-4516.319	-4516.341	-1807.246	-1810.581	-2645.925	-3051.481	-4515.263	-4220.673	-2318.651	-9030.423	0	0
Density	1.728355	2.289963	16.27003	0.3666238	0.0701571	1.728355	1.728355	2.225927	17.35719	0.1567658	0.1146602	26.44632	0.045131	16.23724	16.23735	0.1200581	0.1202694	0.6145261	0.8050632	14.8274	0.1723921	0.0585129	55.173	0	0
Density	30.21034	40.02683	456.4355	10.28518	1.226293	30.21034	30.21034	38.90753	303.3907	2.740149	2.059256	427.8704	1.266096	455.5155	455.5186	3.368081	3.374008	17.23977	22.58505	415.9644	4.836248	1.641509	993.957	0	0
Average MW	17.47925	17.47925	28.05376	28.05376	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	17.47925	16.17883	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	28.05376	18.01528	0	0
Liq Vol 60F	4.60E-03	4.60E-03	5.11E-03	5.13E-0																					

H2O02	PRO01	PRO02	PRO02B	PRO03	PRO04	PRO04A	PRO04B	PRO05	PRO06
E301	C331	B9	C332	E301	B11		S331	B9	E202
LIQUID	E202	C331	B9	C332		E301	B11	S331	S331
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	MIXED	VAPOR	LIQUID

Substream: MIXED

Mole Flow	kmol/sec								
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	5.550844	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6=	0	0.0398536	0.0398536	0.08555	0.08555	0.08555	0.08555	0.0456964	0.0398536
C2H4=	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mole Frac									
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	1	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6=	0	1	1	1	1	1	1	1	1
C2H4=	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Flow	kg/sec								
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	100	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6=	0	1.677065	1.677065	3.6	3.6	3.6	3.6	1.922935	1.677065
C2H4=	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Frac									
N2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H6	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C4H10	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	1	0	0	0	0	0	0	0	0
C3H6=	0	1	1	1	1	1	1	1	1
C2H4=	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total Flow	5.550844	0.0398536	0.0398536	0.08555	0.08555	0.08555	0.08555	0.0456964	0.0398536
Total Flow	100	1.677065	1.677065	3.6	3.6	3.6	3.6	1.922935	1.677065
Total Flow	0.1010017	0.5713943	0.5215385	1.006049	0.1621346	7.49E-03	7.52E-03	0.4830092	0.4801822
Temperature	29.00803	20	25.90086	-4.414264	114.3549	40	40.99315	-33.01788	-33.01788
Pressure	1	1.7	1.9	1.9	17	17	17	1.9	1.9
Vapor Frac	0	1	1	1	1	0	0	0.5341485	1
Liquid Frac	1	0	0	0	0	1	1	0.4658515	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy	-2.85E+05	19908.11	20288.42	18394.35	26644.09	8348.134	8514.347	8348.134	16742.46
Enthalpy	-15842.3	473.0943	482.132	437.1214	633.1674	198.3842	202.3341	198.3842	397.866
Enthalpy	-1.58E+06	793.4101	808.5669	1573.637	2279.403	714.1831	728.4026	714.1831	765.0703
Entropy	-1.62E+05	-1.48E+05	-1.47E+05	-1.54E+05	-1.47E+05	-2.03E+05	-2.03E+05	-1.95E+05	-1.60E+05
Entropy	-8979.235	-3508.382	-3499.836	-3658.423	-3492.182	-4832.9	-4821.613	-4643.474	-3812.758
Density	54.95792	0.069748	0.0764154	0.0850356	0.5276483	11.42442	11.37811	0.1771188	0.0951647
Density	990.0824	2.935041	3.215612	3.578354	22.20378	480.7468	478.798	7.453274	4.004593
Average MW	18.01528	42.08064	42.08064	42.08064	42.08064	42.08064	42.08064	42.08064	42.08064
Liq Vol 60F	0.1001927	3.22E-03	3.22E-03	6.92E-03	6.92E-03	6.92E-03	6.92E-03	6.92E-03	3.22E-03



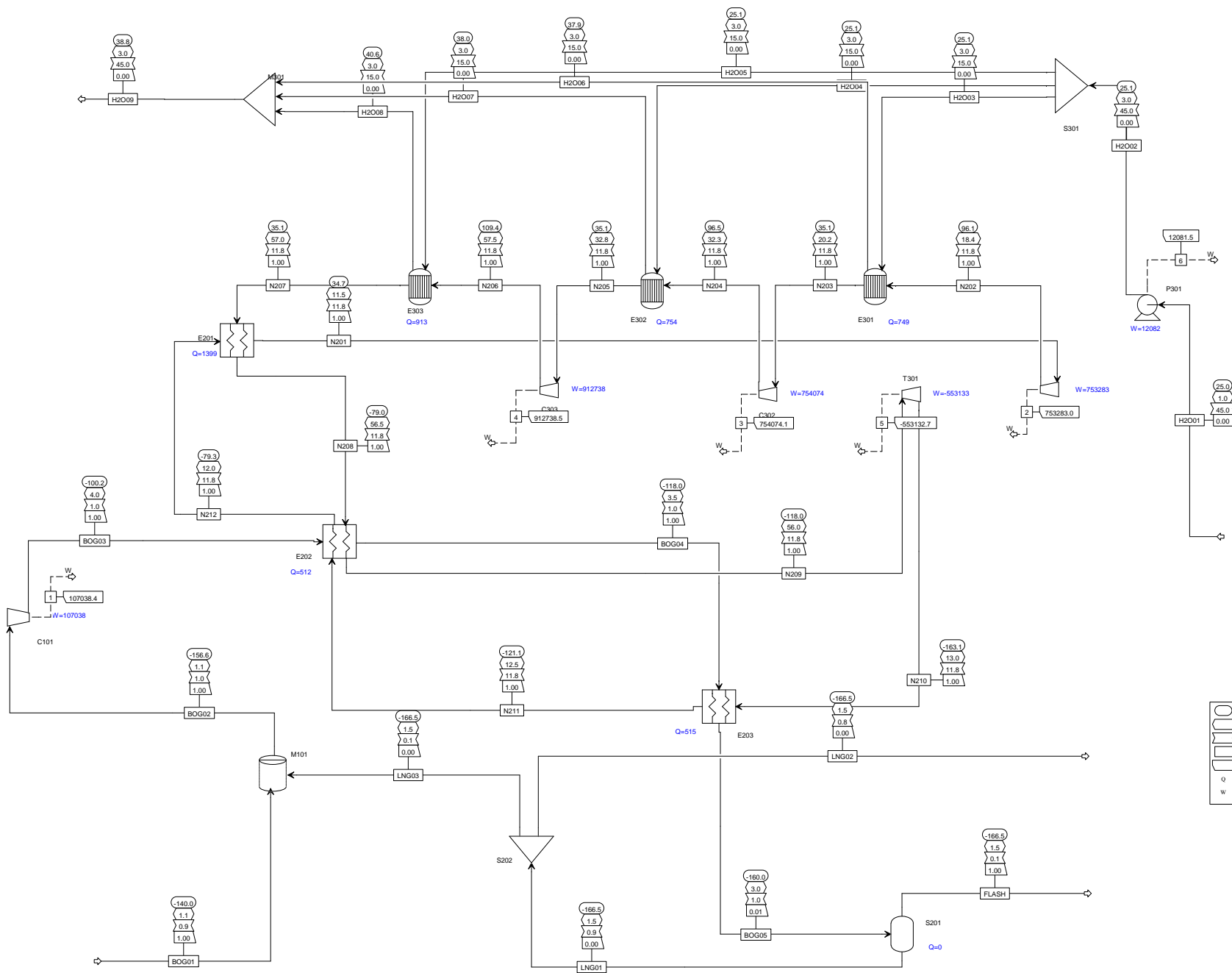
ANEXO C: SIMULACIÓN DE LA PLANTA

POWER Watt SPEED	1	2	3	4	5	6																				
	107038.392	753283.015	754074.142	912738.487	-553132.65	12081.5054																				
	BOG01	BOG02	BOG03	BOG04	BOG05	FLASH	H2O01	H2O02	H2O03	H2O04	H2O05	H2O06	H2O07	H2O08	H2O09	LNG01	LNG02	LNG03	N201	N202	N203	N204	N205	N206		
	M101	C101	E202	E203	S201		P301	S301	E301	E302	S301	S301	S301	E301	E302	E303	S202	S202	S202	C301	E301	C302	E302	C303	E303	
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR		
Substream: MIXED																										
Mole Flow kmol/sec																										
METHA-01	0.0477231	0.051006	0.051006	0.051006	0.051006	2.01E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0489984	0.0457155	3.28E-03	0	0	0	0	0	0	
NITRO-01	6.58E-03	6.84E-03	6.84E-03	6.84E-03	6.84E-03	2.93E-03	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3.91E-03	3.65E-03	2.62E-04	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	
ETHAN-01	5.43E-06	5.82E-06	5.82E-06	5.82E-06	5.82E-06	1.49E-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5.82E-06	5.43E-06	3.90E-07	0	0	0	0	0	0	
PROPA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
WATER	0	0	0	0	0	0	2.49788	2.49788	0.8317939	0.8317939	0.8342918	0.8317939	0.8317939	0.8342918	2.49788	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mole Frac																										
METHA-01	0.8788	0.8816914	0.8816914	0.8816914	0.8816914	0.4068098	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.9259798	0.9259798	0.92598	0	0	0	0	0	0	
NITRO-01	0.1211	0.118208	0.118208	0.118208	0.118208	0.5931902	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0739102	0.0739102	0.0739099	1	1	1	1	1	1	
ETHAN-01	1.00E-04	1.01E-04	1.01E-04	1.01E-04	1.01E-04	3.03E-08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.10E-04	1.10E-04	1.10E-04	0	0	0	0	0	0	
PROPA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
WATER	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Flow kg/sec																										
METHA-01	0.765611	0.8182776	0.8182776	0.8182776	0.8182776	0.0322074	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.7860702	0.7334035	0.0526666	0	0	0	0	0	0	
NITRO-01	0.1842257	0.1915662	0.1915662	0.1915662	0.1915662	0.0820061	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.1095601	0.1022195	7.34E-03	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8	
ETHAN-01	1.63E-04	1.75E-04	1.75E-04	1.75E-04	1.75E-04	4.49E-09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.75E-04	1.63E-04	1.17E-05	0	0	0	0	0	0	
PROPA-01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
WATER	0	0	0	0	0	0	45	45	14.985	14.985	15.03	14.985	14.985	15.03	45	45	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Mass Frac																										
METHA-01	0.8059063	0.8101608	0.81																							

N207	N208	N209	N210	N211	N212
E201	E202	T301	E203	E202	E201
E303	E201	E202	T301	E203	E202
VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR

Substream: MIXED

Mole Flow kmol/sec						
	0	0	0	0	0	0
METHA-01						
NITRO-01	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258
ETHAN-01	0	0	0	0	0	0
PROPA-01	0	0	0	0	0	0
WATER	0	0	0	0	0	0
Mole Frac						
METHA-01	0	0	0	0	0	0
NITRO-01	1	1	1	1	1	1
ETHAN-01	0	0	0	0	0	0
PROPA-01	0	0	0	0	0	0
WATER	0	0	0	0	0	0
Mass Flow kg/sec						
METHA-01	0	0	0	0	0	0
NITRO-01	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8
ETHAN-01	0	0	0	0	0	0
PROPA-01	0	0	0	0	0	0
WATER	0	0	0	0	0	0
Mass Frac						
METHA-01	0	0	0	0	0	0
NITRO-01	1	1	1	1	1	1
ETHAN-01	0	0	0	0	0	0
PROPA-01	0	0	0	0	0	0
WATER	0	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/sec	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258	0.4212258
Total Flow kg/sec	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8	11.8
Total Flow cum/sec	0.1893772	0.1203459	0.0970299	0.2964281	0.4260583	0.5656833
Temperature C	35.06961	-79	-118	-163.1176	-121.0823	-79.32384
Pressure bar	57	56.5	56	13	12.5	12
Vapor Frac	1	1	1	1	1	1
Liquid Frac	0	0	0	0	0	0
Solid Frac	0	0	0	0	0	0
Enthalpy kJ/kmol	293.3148	-3027.647	-4162.757	-5475.907	-4252.469	-3037.073
Enthalpy kJ/kg	10.47049	-108.0782	-148.5984	-195.474	-151.8008	-108.4147
Enthalpy kW	123.5517	-1275.323	-1753.461	-2306.593	-1791.25	-1279.293
Entropy J/kmol-K	-32538.29	-45920.34	-52372.98	-50231.72	-40488.67	-33087.25
Entropy J/kg-K	-1161.522	-1639.223	-1869.564	-1793.127	-1445.328	-1181.119
Density kmol/cum	2.224269	3.500127	4.341192	1.421005	0.9886576	0.7446318
Density kg/cum	62.30952	98.05074	121.6119	39.8073	27.69574	20.85973
Average MW	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348	28.01348
Liq Vol 60F cum/sec	0.0225599	0.0225599	0.0225599	0.0225599	0.0225599	0.0225599



- Temperature (C)
- Pressure (bar)
- Mass Flow Rate (kg/sec)
- Vapor Fraction
- Power(Watt)
- Q Duty (kW)
- W Power(Watt)

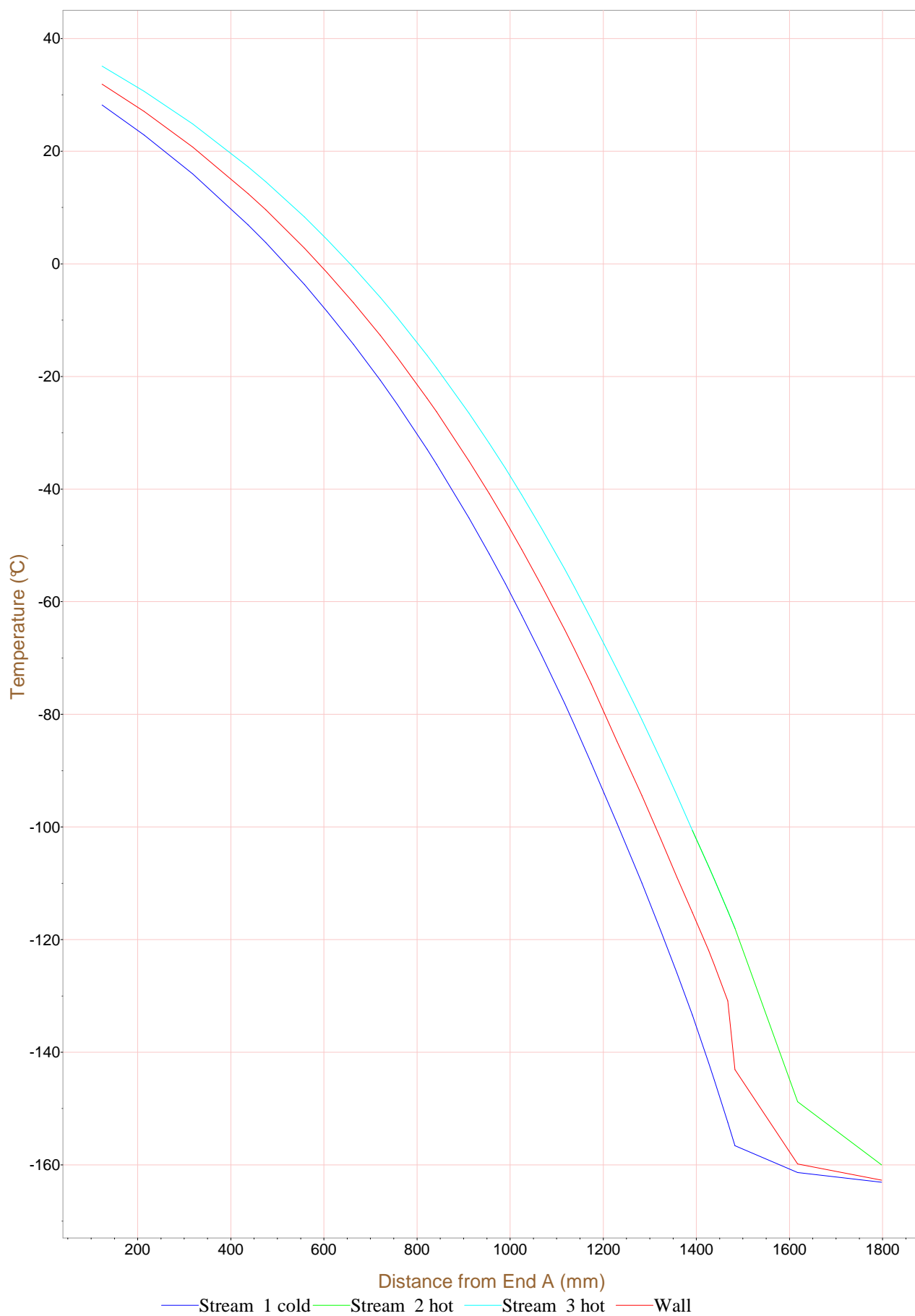
ANEXO D: INFORMACIÓN DE LOS EQUIPOS

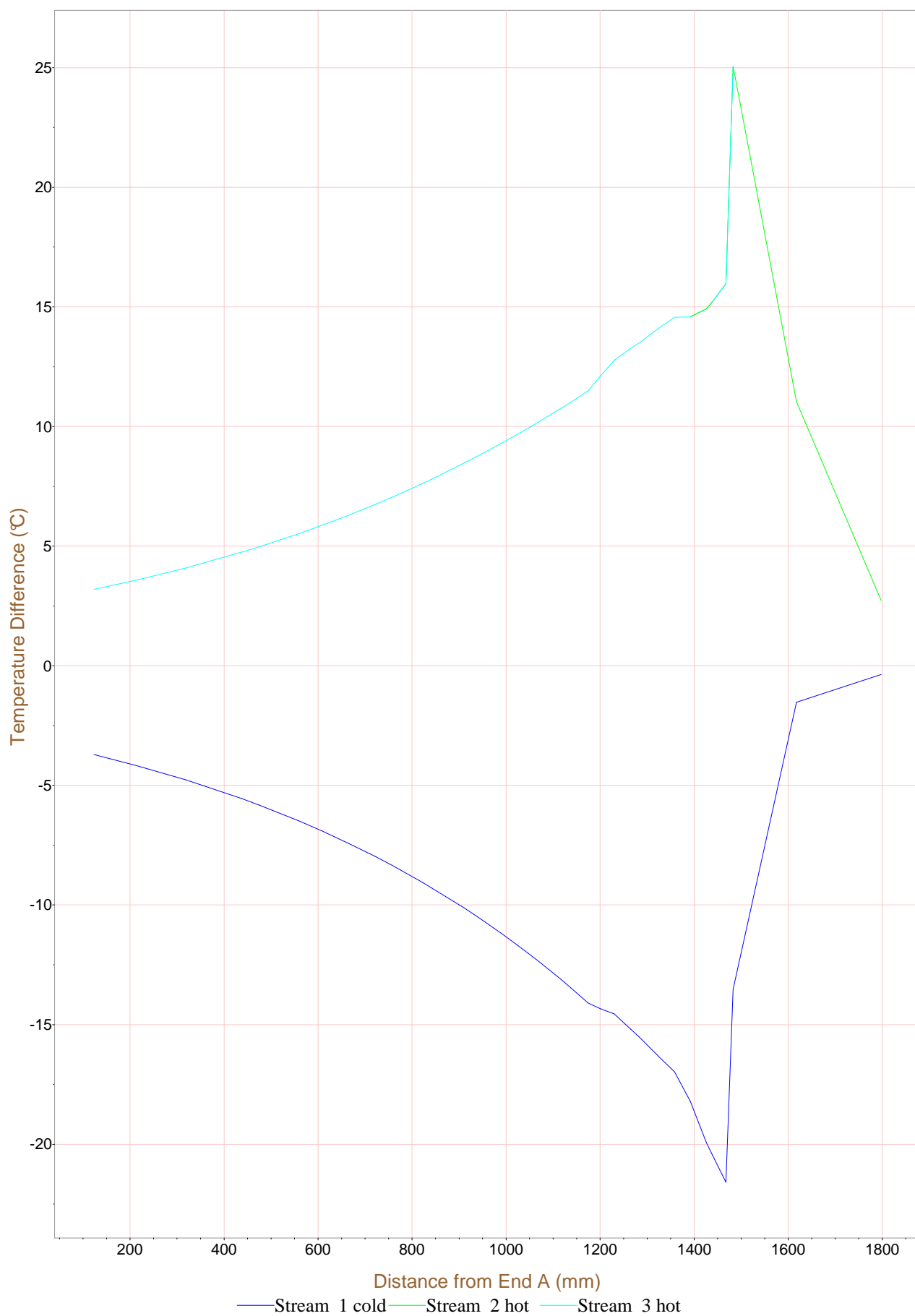
Results Summary

Exchangers in parallel		3
Total length	mm	1920.84
Exchanger width	mm	342.10
Depth (Stack Height)	mm	372.20
Effective length	mm	1674.47
Effective width	mm	319.10
Distributor length at end A	mm	123.18
Distributor length at end B	mm	123.18
Orientation		vertical
Streams		3
Layers per exchanger		44
Heat Transfer Area	m ²	751.13
Exchanger metal		Aluminium
Weight empty	kg	932.3
full of water	kg	1327.0
operating	kg	957.0
Side bar width	mm	11.50
Parting sheet thickness	mm	1.50

Specified Duty

Stream name		n210	bog04	n207
Stream number		1	2	3
Heat Load	kW	2791.6	-113.3	-2228.8
Inlet temperature	°C	-163.10	-100.60	35.10
Outlet temperature	°C	28.20	-160.00	-118.00
Inlet pressure	bar (abs)	12.500	4.000	56.500
Pressure change	bar	-1.56190	-0.44398	-1.07610
Mass flowrate	kg/h	50400.0	3686.4	50400.0
Inlet vapour mass fraction		1.0000	1.0000	1.0000
Outlet vapour mass fraction		1.0000	1.0000	1.0000
Fouling resistance	m² K/W	0.000	0.000	0.000





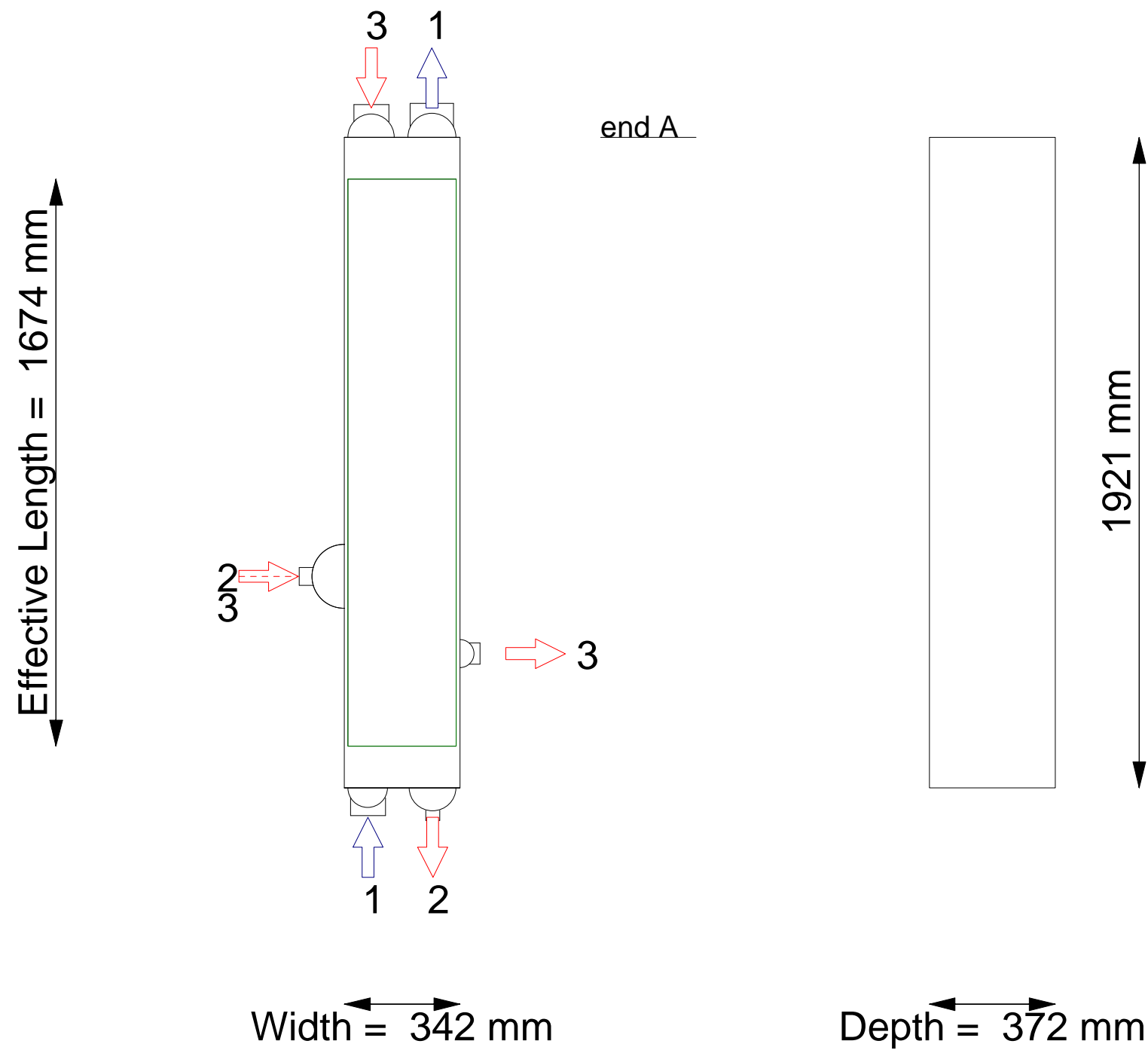
Stream Geometry

Stream name		n210	bog04	n207
Stream number		1	2	3
Number of layers		23	4	17
Type		cold	hot	hot
Flow direction		up	down	down
Surface area	m²	450.35	17.28	283.50
Length - dead zone	mm	11.50	1201.74	11.50
Length - end A distributor	mm	111.68	189.87	111.68
Length - main fin	mm	1674.47	406.05	1359.80
Length - end B distributor	mm	111.68	111.68	83.62
Length - dead zone	mm	11.50	11.50	354.23
Inlet distributor type		End	Diagonal	End
Outlet distributor type		End	End	Indirect
Inlet header side		Left	Left	Left
Outlet header side		Right	Right	Right
Header diameter - inlet	mm	117.87	189.87	137.86
Header diameter - outlet	mm	142.56	138.06	83.62
Nozzle diameter - inlet	mm	102.26	52.48	102.26
Nozzle diameter - outlet	mm	128.20	41.14	62.68
No. of nozzles/inlet header		3	3	3
No. of nozzles/outlet header		3	3	3
Other stream in same layers				
Redistributed in extra layers		no	no	yes
Main fin number		1	2	3
Main fin type		Serrated	Serrated	Serrated
Main fin height	mm	7.10	6.40	6.40
Main fin frequency	/m	787	787	787
Main fin thickness	mm	0.31	0.31	0.41
Length of (first) main fin	mm	1674.47	406.05	1078.83
Second main fin number				3
Length second main fin	mm			280.98

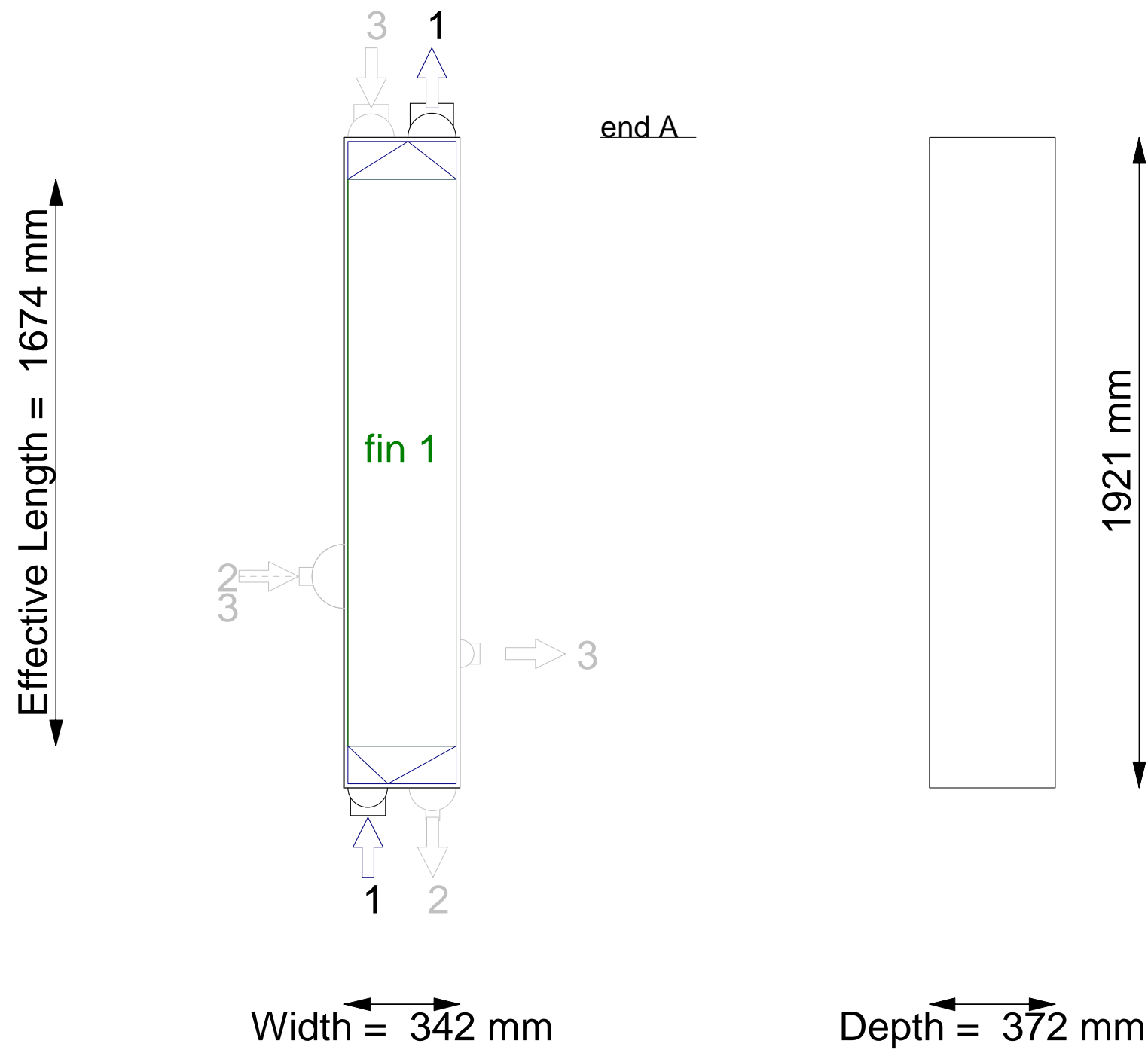
Distributor Geometry

Stream name		n210	bog04	n207
Stream number		1	2	3
Inlet distributor type		End	Diagonal	End
Outlet distributor type		End	End	Indirect
Inlet header side		Left	Left	Left
Outlet header side		Right	Right	Right
Inlet distrib dimension a	mm	111.68	189.87	111.68
Inlet distrib dimension b	mm	117.87		137.86
Outlet distrib dimension a	mm	111.68	111.68	83.62
Outlet distrib dimension b	mm	142.56	138.06	159.55
Distrib fin no. (inlet pad 1)		4	5	6
Distributor fin type		Perforated	Perforated	Plain
Distributor fin height	mm	7.10	6.40	6.40
Distributor fin frequency	/m	472	472	590
Distributor fin thickness	mm	0.61	0.61	0.61
Distrib fin no. (inlet pad 2)		4	5	6
Distrib fin no. (outlet pad 1)		4	5	6
Distrib fin no. (outlet pad 2)		4	5	6

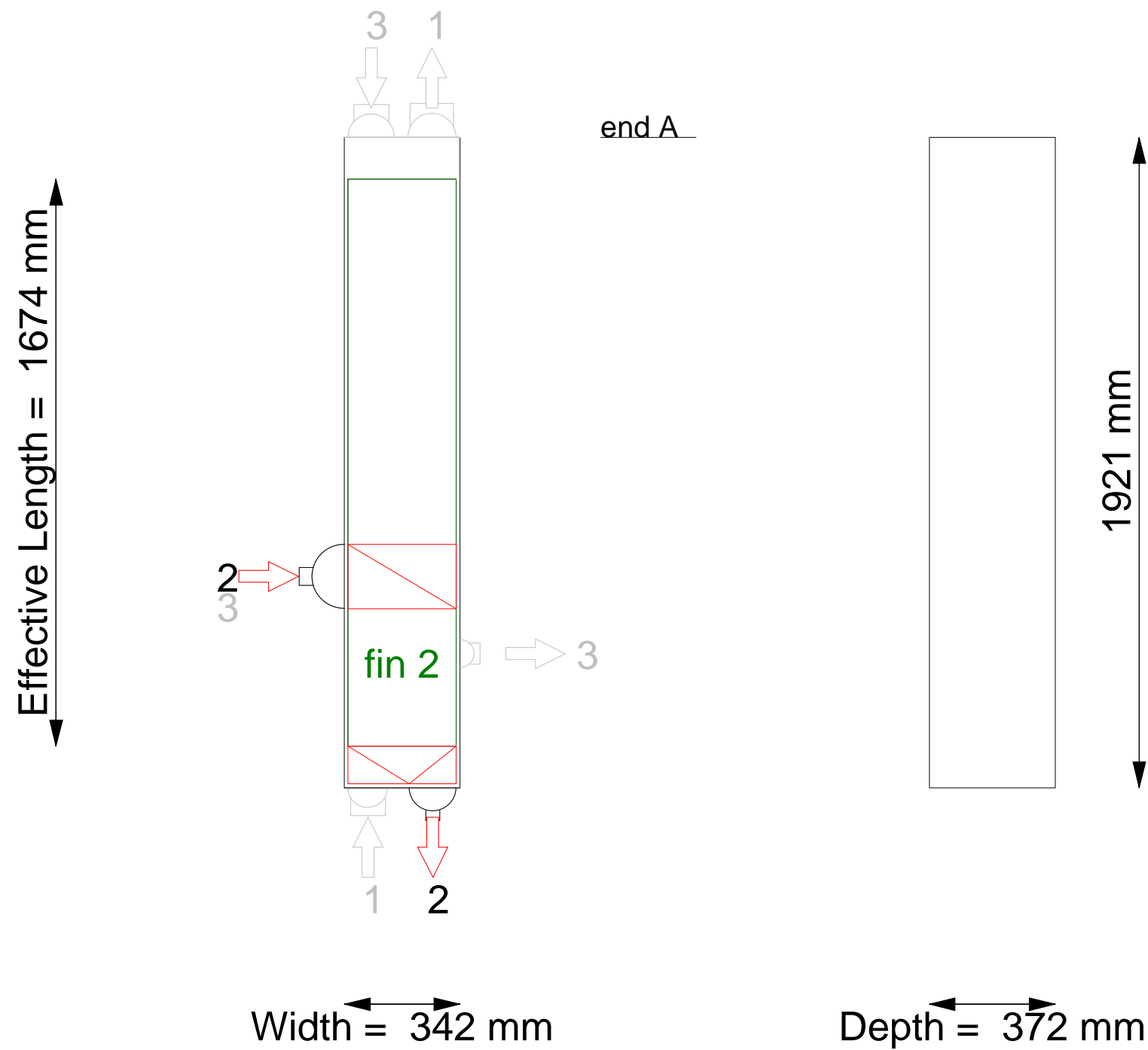
Job Title:



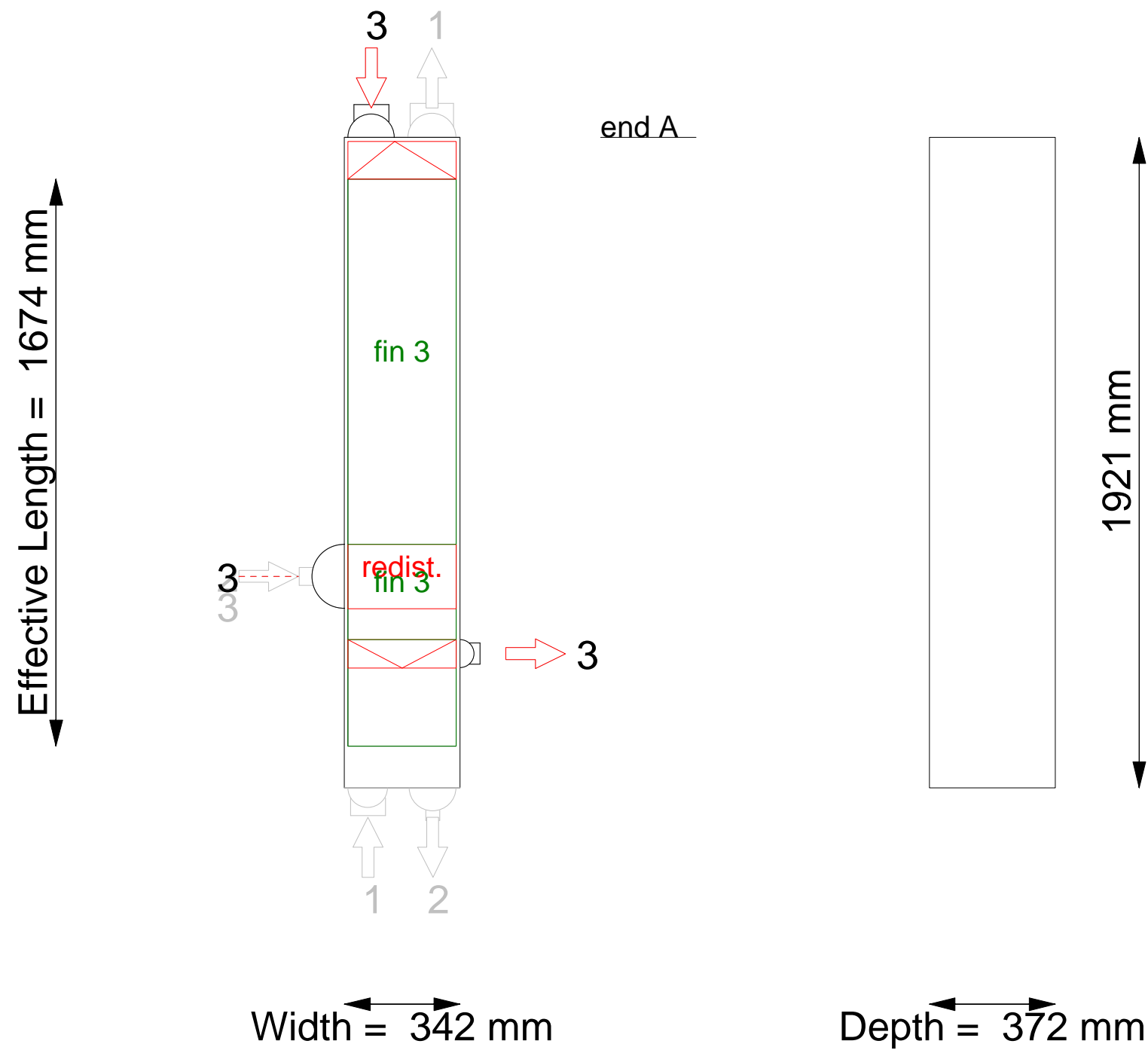
Job Title:



Job Title:



Job Title:



Fin Geometry

		Fin 1	Fin 2	Fin 3	Fin 4	Fin 5	Fin 6
Fin Number from Databank							
Fin Type		Serrated	Serrated	Serrated	Perforated	Perforated	Plain
Fin Height	mm	7.10	6.40	6.40	7.10	6.40	6.40
Fin Thickness	mm	0.305	0.305	0.406	0.610	0.610	0.610
Fin Frequency	fins/m	787	787	787	472	472	590
Fin Porosity					0.050	0.050	
Serration Length	mm	3.00	3.00	3.00			
Subchannel Aspect Ratio		7.04	6.31	6.93	4.30	3.84	5.34
Blockage Fraction		0.273	0.276	0.363	0.349	0.356	0.421
Subchannel Hydraulic Diameter	mm	1.691	1.667	1.511	2.448	2.394	1.827
Flow Area	mm ² /m	5164.0	4632.0	4078.8	4621.4	4122.9	3706.2
Primary Perimeter	mm/m	1519.9	1519.9	1361.0	1424.2	1424.2	1280.2
Secondary Perimeter	mm/m	10695.3	9593.5	9434.6	5820.2	5192.5	6832.2
Used in Streams		1	2	3	1	2	3

Heat Exchanger Specification Sheet

1												
2												
3												
4												
5												
6	Size	373--5400	mm	Type	BEM	Hor	Connected in	1 parallel	1 series			
7	Surf/unit(eff.)	48.9	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	48.9	m ²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation					Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name					nitrogen		seawater				
11	Fluid quantity, Total	kg/s	14				16					
12	Vapor (In/Out)	kg/s	14		14		0		0			
13	Liquid	kg/s	0		0		16		16			
14	Noncondensable	kg/s	0		0		0		0			
15												
16	Temperature (In/Out)	°C	109.4		35.1		25.1		42.3			
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m ³	50.65 /	62.16 /		/ 993.95		/ 977.2			
19	Viscosity		mPa s	0.0213 /	0.0182 /		/ 0.9111		/ 0.6432			
20	Molecular wt, Vap			28.01	28.01							
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat		kJ/(kg K)	1.043 /	1.04 /		/ 3.857		/ 3.977			
23	Thermal conductivity		W/(m K)	0.0313 /	0.0262 /		/ 0.6064		/ 0.6286			
24	Latent heat		kJ/kg									
25	Pressure		bar	57.5	56.86058		3		2.96594			
26	Velocity		m/s	10.75			0.55					
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0.7	0.63942		0.4		0.03406			
28	Fouling resist. (min)		m ² K/W	0			0	0	Ao based			
29	Heat exchanged	1080.3	kW	MTD corrected				29.97	°C			
30	Transfer rate, Service	737.2		Dirty	774.6	Clean	774.6	W/(m ² K)				
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch					
32				Shell Side		Tube Side						
33	Design/Test pressure	bar	68/	/Code		5/	/Code					
34	Design temperature	°C	210		140							
35	Number passes per shell		1		1							
36	Corrosion allowance	mm	3.18		3.18							
37	Connections	In	mm	203.2/	-	127/	-					
38	Size/rating	Out		203.2/	-	101.6/	-					
39	Nominal	Intermediate		/	-	/	-					
40	Tube No. 154	OD	19.05	Tks-Avg	1.65	mm	Length	5400	mm	Pitch	23.81	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel		Tube pattern	30				
42	Shell	Carbon Steel	ID 373.08	OD 406.4	mm	Shell cover	-					
43	Channel or bonnet	Carbon Steel				Channel cover	-					
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel				Tubesheet-floating	-					
45	Floating head cover	-				Impingement protection	None					
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	38.94	H	Spacing: c/c	380	mm		
47	Baffle-long	-	Seal type					Inlet	562.48	mm		
48	Supports-tube	U-bend	Type									
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Exp.								
50	Expansion joint	-	Type									
51	RhoV2-Inlet nozzle	4045	Bundle entrance	1530		Bundle exit	1461	kg/(m s ²)				
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe								
53	Floating head	-										
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service								
55	Weight/Shell	2137.4	Filled with water	2678.4	Bundle	843.4	kg					
56	Remarks											
57												
58												

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:39

Thermal Details - General

Design		Shell Side		Tube Side	
Total mass flow rate	kg/s	14		16	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/s	14	14	0	0
Liquid mass flow rate	kg/s	0	0	16	16
Vapor mass quality		1	1	0	0
Temperatures	℃	109.4	35.1	25.1	42.3
Dew / Bubble point	℃				
Operating pressures	bar	57.5	56.86058	3	2.96594
Film coefficient (mean)	W/(m² K)	1180.7		2444.9	
Fouling resistance (OD based)	m² K/W	0		0	
Velocity (highest)	m/s	10.75		0.55	
Pressure drop (allow./calc.)	bar	0.7 / 0.63942		0.4 / 0.03406	
Total heat exchanged	kW	1080.3	Unit	BEM	1 pass 1 ser 1 par
Overall clean coef (plain/finned)	W/(m² K)	774.6/	Shell size	373—	5400 mm Hor
Overall dirty coef (plain/finned)	W/(m² K)	774.6/	Tubes	Plain	
Effective area (plain/finned)	m²	48.9/	Insert	None	
Effective MTD	℃	29.97	No.	154 OD	19.05 Tks 1.65 mm
Actual/required area ratio(dirty/clean)		1.05 / 1.05	Pattern	30	Pitch 23.81 mm
Vibration problem (Tasc/TEMA)		Yes / Yes	Baffles	Single segmental	Cut(%d) 38.94
RhoV2 problem		Yes	Total cost	22663	Dollar(US)

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side



File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:39

Overall Coefficient/Resistance Summary			Clean	Dirty	Max Dirty
Area required	m ²		46.5	46.5	48.9
Area ratio: actual/required			1.05	1.05	1.0
Overall coefficient	W/(m ² K)		774.6	774.6	737.2
Overall resistance	m ² K/W		0.00129	0.00129	0.00136
Shell side fouling	m ² K/W		0.0	0	0.00003
Tube side fouling*			0.0	0	0.00003
Resistance Distribution	W/(m² K)	m² K/W	%	%	%
Shell side film	1180.7	0.00085	65.61	65.61	62.44
Shell side fouling		0		0	2.41
Tube wall	28564.7	0.00004	2.71	2.71	2.58
Tube side fouling*		0		0	2.41
Tube side film *	2444.9	0.00041	31.68	31.68	30.15

* Based on outside surface - Area ratio: Ao/Ai = 1.21

Thermal Details - Hot Side

	Total	Comp 1	Comp 2
Stream mass fractions	1	1	0
Liquid mass fractions at inlet	0		
Liquid mass fractions at outlet	0		
Vapor mass fractions at inlet	1	1	0
Vapor mass fractions at outlet	1	1	0
Liquid 2 mass fractions at inlet			
Liquid 2 mass fractions at outlet			
Stream mole fractions	1	1	0
Liquid mole fractions at inlet	0		
Liquid mole fractions at outlet	0		
Vapor mole fractions at inlet	1	1	
Vapor mole fractions at outlet	1	1	
Liquid-2 mole fractions at inlet			
Liquid-2 mole fractions at outlet			
Stream mass flow	kg/s 14	14	0
Liquid mass flow at inlet	kg/s 0	0	0
Liquid mass flow at outlet	kg/s 0	0	0
Vapor mass flow at inlet	kg/s 14	14	0
Vapor mass flow at outlet	kg/s 14	14	0
Liquid 2 mass flow at inlet	kg/s		
Liquid 2 mass flow at outlet	kg/s		

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:39

Thermal Details - Cold Side

	Total	Comp 1	Comp 2
Stream mass fractions	1	0	1
Liquid mass fractions at inlet	1	0	1
Liquid mass fractions at outlet	1	0	1
Vapor mass fractions at inlet	0		
Vapor mass fractions at outlet	0		
Liquid 2 mass fractions at inlet			
Liquid 2 mass fractions at outlet			
Stream mole fractions	1	0	1
Liquid mole fractions at inlet	1		1
Liquid mole fractions at outlet	1		1
Vapor mole fractions at inlet	0		
Vapor mole fractions at outlet	0		
Liquid-2 mole fractions at inlet			
Liquid-2 mole fractions at outlet			
Stream mass flow	kg/s 16	0	16
Liquid mass flow at inlet	kg/s 16	0	16
Liquid mass flow at outlet	kg/s 16	0	16
Vapor mass flow at inlet	kg/s 0	0	0
Vapor mass flow at outlet	kg/s 0	0	0
Liquid 2 mass flow at inlet	kg/s		
Liquid 2 mass flow at outlet	kg/s		

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:40

Thermal Details - Coefficients

Film Coefficients	W/(m ² K)	Shell Side		Tube Side	
		Bare area (OD) / Finned area		Bare area (OD) / ID area	
Overall film coefficients		1180.7	/	2444.9	/ 2957.6
Vapor sensible		1180.7	/	0	/
Two Phase		0	/	0	/
Liquid sensible		0	/	2444.9	/ 2957.6
Heat Transfer Parameters		In	Out	In	Out
Prandtl numbers	Vapor	0.71	0.72		
	Liquid			5.8	4.07
Reynolds numbers	Vapor Nominal	430246.2	505419.8		
	Liquid Nominal			9219.67	13060.06

Temperature Difference	℃	Heat Flux (based on tube O.D.)	kW/m ²
Overall Effective MTD	29.97	Overall actual flux	23.2
One pass counterflow MTD	29.97	Critical flux	0
LMTD based on end points	30	Highest actual flux	52.5
Effective MTD correction factor	1	Highest actual/critical flux	0
Wall Temperatures		℃	
Shell mean metal temperature			61.09
Tube mean metal temperature			40.92
Tube wall temperatures (highest / lowest)		60.93	/ 28.37

Heat Load Summary	Shell Side		Tube Side	
	kW	% total	kW	% total
Vapor only	1083	100	0	0
2-Phase vapor	0	0	0	0
Latent heat	0	0	0	0
2-Phase liquid	0	0	0	0
Liquid only	0	0	1077.6	100
Total	1083	100	1077.6	100

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:40

Thermal Details - Pressure Drop

Pressure Drop	bar	Shell Side			Tube Side		
Maximum allowed		0.7			0.4		
Total calculated		0.63942			0.03406		
Gravitational		0			0		
Frictional		0.63942			0.03406		
Momentum change		0			0		
Pressure drop distribution		m/s	bar	%dp	m/s	bar	%dp
Inlet nozzle		8.94	0.02884	4.51	1.25	0.00779	22.87
Entering bundle		5.5			0.54	0.0007	2.05
Inside tubes					0.54 0.55	0.01514	44.45
Inlet space Xflow		6.43	0.04572	7.15			
Bundle Xflow		9.52 7.75	0.2443	38.21			
Baffle windows		10.75 8.76	0.26308	41.14			
Outlet space Xflow		5.24	0.03848	6.02			
Exiting bundle		4.84			0.55	0.00103	3.04
Outlet nozzle		7.26	0.019	2.97	1.99	0.0094	27.59
Intermediate nozzles			0	0		0	0

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:40

Thermal Details - Shell Side Stream Analysis

Shell Side Flow Fractions	Inlet	Middle	Outlet	Diam. Clearance mm
Crossflow	0.77	0.67	0.77	
Window	0.84	0.71	0.84	
Baffle hole - tube OD	0.1	0.19	0.1	0.79
Baffle OD - shell ID	0.05	0.1	0.05	3.18
Shell ID - bundle OTL	0.08	0.04	0.08	12.7
Pass lanes	0	0	0	

Rho*V2 analysis	Flow Area mm ²	Velocity m/s	Density kg/m ³	Rho*V2 kg/(m s ²)	TEMA limit kg/(m s ²)
Shell inlet nozzle	30931	8.94	50.65	4045	2232
Shell entrance	47387	5.83	50.65	1723	5953
Bundle entrance	50311	5.5	50.65	1530	
Bundle exit	46457	4.84	62.31	1461	5953
Shell exit	38335	5.86	62.31	2140	5953
Shell outlet nozzle	30931	7.26	62.31	3288	
Tube inlet nozzle	12907	1.25	993.95	1546	8928
Tube inlet	29996	0.54	993.95	286	
Tube outlet	29996	0.55	977.2	291	
Tube outlet nozzle	8213	1.99	977.2	3884	

Thermosiphons

Thermosiphon stability

Vertical Tube Side Thermosiphons

Flow reversal criterion - top of tubes (should be > 0.5)

Flooding criterion - top of tubes (should be > 1.0)

Fraction of tube length flooded

Kutateladze Number in axial nozzle

Kettles

Recirculation ratio

Quality at top of bundle

Entrainment fraction

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:40

Thermal Details - Resonance Analysis

Location in shell	Tube Location	Vibration	Span length	Fv/Fn	Fv/Fa	Ft/Fn	Ft/Fa	Vortex amplitude	Turbulent amplitude	TEMA limit	Natural Fn	Acoustic Fa	Flow velocity	X-flow fraction	RhoV2	Strouhal No.
			mm					mm	mm	mm	cycle/s	cycle/s	m/s		kg/(m s ²)	
Inlet	1	No	562.48	3.1	0.35	1.99	0.22				69.95	625.79	8.94	1	4045	0.46
Inlet	2	Possible	942.48	1.81	0.2	1.16 *	0.13		0.06	0.38	69.95	625.79	5.21	0.71	1377	0.46
Inlet	4	No	562.48	0.53	0.19	0.34	0.12				222.37	625.79	4.87	0.71	1200	0.46
Inlet	5	No	942.48	0.68	0.08	0.44	0.05				69.95	625.79	1.97	0.21	197	0.46
Midspace	1	Yes	760	1.12 *	0.13	0.72	0.09	0.48		0.38	69.95	590.24	3.23	0.28	588	0.46
Midspace	2	No	760	2.45	0.29	1.57	0.19				69.95	590.24	7.05	0.71	2802	0.46
Midspace	4	No	380	0.72	0.27	0.46	0.17				222.37	590.24	6.58	0.71	2441	0.46
Midspace	5	Possible	760	0.93 *	0.11	0.59	0.07	0.33		0.38	69.95	590.24	2.67	0.21	401	0.46
Outlet	1	No	942.48	0.68	0.08	0.43	0.05				69.95	562.07	1.95	0.28	235	0.46
Outlet	2	Possible	562.48	1.47	0.18	0.95 *	0.12				69.95	562.07	4.25	0.71	1122	0.46
Outlet	4	No	562.48	0.43	0.17	0.28	0.11				222.37	562.07	3.97	0.71	978	0.46
Outlet	5	Possible	562.48	1.68	0.21	1.08 *	0.13		0.06	0.38	69.95	562.07	4.85	1	1461	0.46

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:41

Thermal Details - TEMA Vibration Analysis

Tube material density		kg/m³	7841.74
Tube axial stress		N/mm²	-16.61
Tube material Young's Modulus		N/mm²	200605.9

Fluid Elastic Instability Analysis					
		Inlet	C-C Window	C-C Overlap	Outlet
Vibration indication		Yes	Yes	No	Yes
Unsupported span	mm	942.48	760	380	942.48
Tube natural frequency, fn	cycle/s	75.62	74.57	298.37	75.42
Crossflow velocity	m/s	5.49	6.81	6.81	4.85
Critical velocity	m/s	4.71	4.67	23.06	4.31
Crossflow to critical velocity ratio		1.17 *	1.46 *	0.3	1.12 *
Estimated log decrement		0.02	0.02	0.04	0.02

Thermal Details - TEMA Amplitude Vibration Analysis

		Inlet	C-C Window	C-C Overlap	Outlet
Vortex shedding indication		Yes	Yes	No	Yes
Turbulent buffeting indication		No	No	No	No
Tube natural frequency, fn	cycle/s	75.62	74.57	298.37	75.42
Vortex shedding frequency, fvs	cycle/s	64.57	80.05	80.05	56.98
Vortex shedding amplitude	mm	1.15 *	1.8 *	0	1.1 *
Vortex shedding amplitude limit	mm	0.38	0.38	0	0.38
Turbulent buffeting amplitude	mm	0.08	0.07	0	0.07
Turbulent buffeting amplitude limit	mm	0.38	0.38	0.38	0.38

Thermal Details - TEMA Acoustic Vibration Analysis

		Inlet	C-C Window	C-C Overlap	Outlet
Acoustic resonance indication		No	No	No	No
Crossflow velocity	m/s	5.49	6.81	6.81	4.85
Strouhal number		0.22	0.22	0.22	0.22
Acoustic frequency, fa	cycle/s	456.87	434.3	434.3	410.35
Vortex shedding frequency, fvs	cycle/s	64.57	80.05	80.05	56.98
Turbulent buffetting frequency, ftb	cycle/s	85.68	106.21	106.21	75.61
Condition A fa/fvs		7.08	5.43	5.43	7.2
Condition A fa/ftb		5.33	4.09	4.09	5.43
Condition B velocity	m/s	10.14	9.64	9.64	9.11
Condition C velocity	m/s	38.87	36.95	36.95	34.91
Condition C		296956.2	437156.4	437156.4	377779.9

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:42

Thermal Details - Methods

	Hot Side	Cold Side
Heat transfer coefficient multiplier	No	No
Heat transfer coefficient specified	No	No
Pressure drop multiplier	No	No
Pressure drop calculation option	friction+acceleration	friction+acceleration
Calculation method	Standard method	
Desuperheating heat transfer method	Wet wall	
Multicomponent condensing heat transfer method	HTFS - Silver-Bell	
Vapor shear enhanced condensation	Yes	
Liquid subcooling heat transfer (vertical shell)	Not Used	
Subcooled boiling accounted for in	Set default	
Post dryout heat transfer accounted for	No	
Correction to user-supplied boiling curve	Boiling curve not used	
Falling film evaporation method	HTFS recommended method	
Single phase tubeside heat transfer method	HTFS recommended method	
Lowfin Calculation Method	HTFS / ESDU	

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:42

Mechanical Details

Unit Configuration								
Exchanger Type		BEM		Tube number		154		
Position		Hor		Tube length actual		mm	5400	
Arrangement		1 par	1 ser	Tube passes		1		
Baffle type		Single segmental		Tube type		Plain		
Baffle number		12		Tube O.D.		mm	19.05	
Spacing (center-center)		mm	380	Tube pitch		mm	23.81	
Spacing at inlet		mm	562.48	Tube pattern		30		
		Shell		Kettle		Front head		Rear head
Outside diameter		mm	406.4			393.08		393.08
Inside Diameter		mm	373.08			373.08		373.08
		Shell Side		Tube Side				
Nozzle type		Inlet	Outlet	Inlet		Outlet		
Number of nozzles		1	1	1		1		
Actual outside diameter		mm	219.08	219.08	141.3		114.3	
Inside diameter		mm	198.45	198.45	128.19		102.26	
Height under nozzle		mm	70.85	56.33				
Dome inside diameter		mm						
Vapor belt inside diameter		mm						
Vapor belt inside width		mm						
Vapor belt slot area		mm²						
Impingement protection		No	No	No				
		impingement	impingement	impingement				
Distance to tubesheet		mm	5165	230				

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:42

Tubes					
Type		Plain	Total number		154
Outside diameter	mm	19.05	Number of tubes plugged		0
Inside diameter	mm	15.75	Tube length actual	mm	5400
Wall thickness	mm	1.65	Tube length effective	mm	5305
Area ratio Ao/Ai		1.21	Tubesheet thickness	mm	44.52
Pitch	mm	23.81	Material		Carbon Steel
Pattern		30	Thermal conductivity	W/(m K)	51.7912
External enhancement			Internal enhancement		
Low circumferential fins			Low longitudinal fins		
Fin density	#/m		Fin number		0
Fin height	mm		Fin thickness	mm	
Fin thickness	mm		Fin height	mm	
Tube root diameter	mm		Fin spacing	mm	
Tube wall thickness under fin	mm		Cut and twist length	mm	

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:42

Mechanical Details

Baffles				
Type	Single segmental		Baffle cut: inner / outer / interm	
Tubes in window	Yes		Actual (% diameter)	/ 38.94 /
Number	12		Nominal (% diameter)	/ 40 /
Spacing (center-center)	mm	380	Actual (% area)	/ 36.04 /
Spacing at inlet	mm	562.48	Cut orientation	H
Spacing at outlet	mm	562.48	Thickness	mm 6.35
Spacing at central in/out for G,H,I,J shells	mm		Tube rows in baffle overlap	4
Spacing at center of H shell	mm		Tube rows in baffle window	3.5
End length at front head	mm	610	Baffle hole - tube od diam clearance	mm 0.79
End length at rear head	mm	610	Shell id - baffle od diam clearance	mm 3.18
VariableBaffles				
Baffle spacing	mm			
Baffle cut percent, outer				
Baffle cut percent, inner				
Number of baffle spaces				
Baffle region length	mm			
Baffle cut area percent, outer				
Baffle cut area percent, inner				

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

Time: 1:02:42

Frame1

Bundle				
Shell ID to center 1st tube row	mm		Tube passes	1
From top		70.85	Tube pass layout	Ribbon (single band)
From bottom		56.33	Tube pass orientation	Horizontal
From right		10.33	U-bend orientation	undefined
From Left		10.33	Horizontal pass lane width	mm
Impingement protection		None	Vertical pass lane width	mm
Impingement distance	mm		Interpass tube alignment	No
Impingement plate diameter	mm		Deviation in tubes/pass	0
Impingement plate width	mm		Outer tube limit	mm 360.38
Impingement plate length	mm		Shell id - bundle otl diam clearance	mm 12.7
Impingement plate thickness	mm		Tie rod number	4
Gross surface area per shell	m ²	49.8	Tie rod diameter	mm 9.55
Effective surface area per shell	m ²	48.9	Sealing strips (pairs)	1
Bare tube area per shell	m ²	48.9	Tube to tubesheet joint	Exp.
Finned area per shell	m ²	0	Tube projection from front tsht	mm 3
U-bend area per shell	m ²	0	Tube projection from rear tsht	mm 3

File: Shelltubeseawater.EDR

Date: 27/08/2010

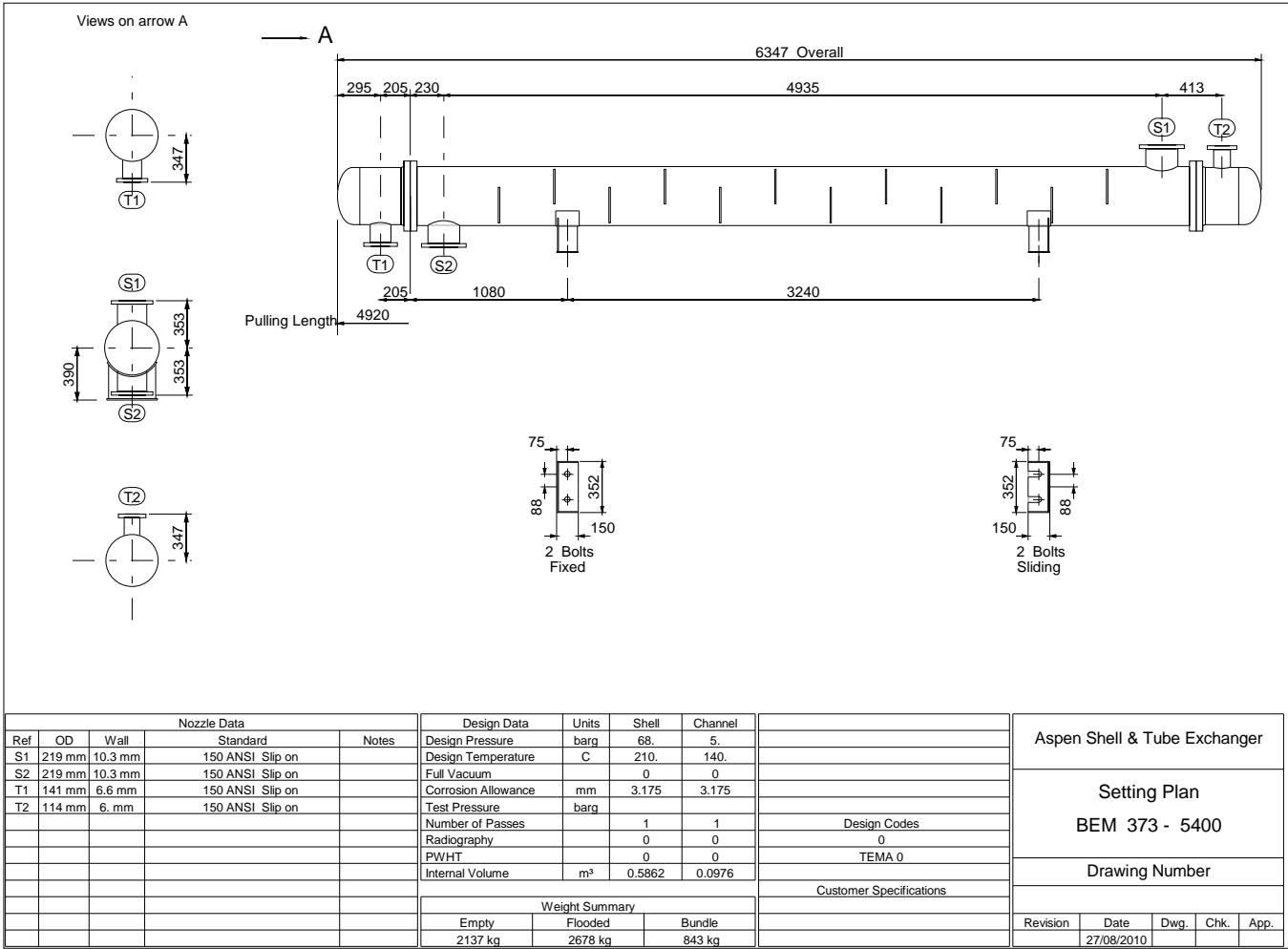
Time: 1:02:42

Mechanical Details

Internal enhancements			
Tube insert type		None	
Twisted tape 360 deg twist pitch	mm		
Twisted tape thickness	mm		
hiTRAN part number			

Weights		kg	Cost data		Dollar(US)
Shell		1093.4	Labor cost		15834
Front head		92.7	Tube material cost		1843
Rear head		107.9	Material cost (except tubes)		4986
Shell cover					
Bundle		843.4			
Total weight - empty		2137.4	Total cost (1 shell)		22663
Total weight - filled with water		2678.4	Total cost (all shells)		22663

Mechanical Details - Setting Plan



Mechanical Details - Tube Layout

